



Universidad de Carabobo

Facultad de Ingeniería

Dirección de Postgrado



Doctorado en Ingeniería - Ambiente

**Desarrollo de Modelos Híbridos y Acoplados para el Diseño de Filtros Anaeróbicos de Flujo
Ascendente a través de Múltiples Fases Separadas en la Remoción de Materia Orgánica de los
Lixiviados de Relleno Sanitario**

Autor: Ing. M.Sc. Julio Isaac Maldonado Maldonado

Tutora: Ing. M.Sc. Dra. Adriana Mercedes Márquez Romance

Naguanagua, agosto del 2025



Universidad de Carabobo

Facultad de Ingeniería

Dirección de Postgrado



Doctorado en Ingeniería - Ambiente

**Desarrollo de Modelos Híbridos y Acoplados para el Diseño de Filtros Anaeróbicos de Flujo
Ascendente a través de Múltiples Fases Separadas en la Remoción de Materia Orgánica de los
Lixiviados de Relleno Sanitario**

**Tesis Doctoral Presentada ante el Área de Estudios de Postgrado de la Universidad de
Carabobo para Optar al Título de Doctor en Ingeniería Área Ambiente**

Autor: Ing. M.Sc. Julio Isaac Maldonado Maldonado

Tutora: Ing. M.Sc. Dra. Adriana Mercedes Márquez Romance

Naguanagua, agosto del 2025

	Acta de discusión y veredicto del Jurado en la Presentación de Trabajo de Grado en modalidad presencial TD-3	 Postgrado Ingeniería Universidad de Carabobo

Valencia, 5 de Agosto de 2025

En atención a lo dispuesto en los artículos 148, 137 y 138 del Reglamento de Estudios de Postgrado de la Universidad de Carabobo, Gaceta 619, quienes suscribimos como jurado designado por el Consejo de la Facultad de Ingeniería y según oficio CFI- 135- CI, de fecha 08/05/2025, para revisar y evaluar el Trabajo especial de Grado Titulado:

"Desarrollo de Modelos Híbridos y Acoplados para el Diseño de Filtros Anaeróbicos de Flujo Ascendente a través de Múltiples Fases Separadas en la Remoción de Materia Orgánica de los Lixiviados de Relleno Sanitario".
Bajo la línea de investigación: Biotratamiento.

Presentado por el Estudiante Graduado **JULIO ISAAC MALDONADO MALDONADO**, cédula de identidad V-5.670.777, para optar al título de Doctor en Ingeniería, ha decidido que el mismo está:

Apellidos y Nombres del Jurado	Cédula de identidad	Veredicto individual
DR. SAMUEL CARDENAS (PRESIDENTE)	V - 11.753.640	Aprobado
DRA. ADRIANA MARQUEZ (JURADO INTERNO)	V - 12.604.007	Aprobado
DRA. ADALGIZA POMBO (JURADO INTERNO)	V - 7.301.327	Aprobado
DRA. ESTEFANIA FREYTEZ (JURADO EXTERNO)	V - 15.667.469	Aprobado
DR. FRANKLIN PAREDES (JURADO EXTERNO)	V - 12.200.786	Aprobado
Veredicto final: Aprobado		

Tomando en cuenta que las razones que motivan la decisión son:

1. Respecto al análisis de la situación contexto o problema:
2. Respecto a la fundamentación teórica:
3. Respecto al método desarrollado:
4. Respecto a los análisis derivados:
5. Respecto al uso de fuentes bibliográficas:

El Presidente del Jurado, previamente identificado anteriormente, después de oír los miembros del Jurado, toma la palabra y expone: Estando dentro del lapso concedido al estudiante, y ya subsanado en cada una de las observaciones hechas con antelación, se da por cumplido los extremos establecidos en el artículo 140 del Reglamento de los Estudios de Postgrado de la Universidad de Carabobo. No habiendo más nada que tratar, se da por terminado el acto a las 10.00 am. Se leyó y conformes firman.





**Acta de discusión y veredicto del Jurado en la
Presentación de Trabajo de Grado-
en modalidad presencial**

TD-3



Postgrado Ingeniería
Universidad de Carabobo

Samuel Cárdenas

Firma

Presidente del Jurado
Dr. Samuel Cárdenas

Adriana Márquez

Firma

Miembro del Jurado
Dra. Adriana Márquez

Adalgiza Pombo

Firma

Miembro del Jurado
Dra. Adalgiza Pombo

Estefanía Freytez

Firma

Miembro del Jurado
Dra. Estefanía Freytez

Franklin Paredes

Firma

Miembro del Jurado
Dr. Franklin Paredes



	Acta de discusión y veredicto del Jurado en la Presentación de Trabajo de Grado en modalidad presencial TD-3	

Comentarios adicionales:

Importante: Esta acta debe ser enviada en formato digital al presidente del jurado, con copia a todos los miembros del Jurado.

ÍNDICE DE CONTENIDO

	Pág.
Listado de Tablas	xiv
Listado de Figuras	xvii
Listado de Siglas, Acrónimos y Expresiones Denominativas	xxii
Resumen	xxv
Abstract	xxvii
Introducción	1
Capítulo I: El Problema	9
Planteamiento del Problema	9
Formulación del Problema	18
Objetivos	19
<i>Objetivo General</i>	19
<i>Objetivos Específicos</i>	19
Justificación	19
Alcances y Limitaciones	22
Capítulo II: Marco Teórico	24
Antecedentes	24
Marco Contextual	32
Marco Legal	32
<i>Norma de Vertimientos Venezolana</i>	32
<i>Normas de Vertimientos Internacionales</i>	33
Norma Colombiana	33
Norma Japonesa	33
Norma Francesa	34
Fundamentos Teóricos	34
<i>Tratamientos Anaerobios</i>	34
<i>Procesos Anaerobios</i>	36
Procesos Anaerobios de Cultivo Fijo	37
Procesos Anaerobios de Cultivo en Suspensión	37
Sistemas de Doble Proceso	37
<i>Procesos de la Digestión Anaerobia</i>	37
Etapa No Metanogénica	38
<i>Hidrólisis</i>	38
<i>Acidogénesis</i>	39
<i>Acetogénesis</i>	39
Etapa Metanogénica	39
Modelos de Diseño de Filtros Biológicos	39
<i>Formulaciones Matemáticas de los Modelos</i>	39
Fórmula de Van't Hoff – Arrhenius (1884-1889)	40
Ley de Phelps (Phelps, 1911, 1944)	40

Ley de Fick (Kiely y Veza, 1999)	41
Ecuación de Michaelis y Menten (1913)	41
Ecuaciones de la NRC (National Research Council, 1948)	42
Ley de Velz (Velz, 1948)	42
Fórmula de Stack (Stack, 1957)	43
Fórmula de Howland (Howland, 1958)	44
Fórmula de Schulze (Schulze, 1960)	44
Fórmula de Germain (Germain, 1966)	45
Fórmula de Eckenfelder (Eckenfelder, 1963)	45
Fórmula modificada de Velz (Velz, 1948)	46
Fórmula de Schulze, Eckenfelder y Germain	46
Fórmula de Blackwell (1971)	47
Fórmula de Bruce y Merkens (Bruce y Merkens, 1973)	47
Fórmula de Ekama y Marais (1979)	48
Fórmula de Kincannon y Stover (Kincannon y Stover, 1982)	48
Fórmula de Albertson y Davis (Albertson y Davis, 1984)	48
<i>Ecuaciones Cinéticas de Crecimiento Bacteriano</i>	49
Ecuación Lógica de Crecimiento Microbiológico	49
Modelo Cinético de Monod (1942, 1949)	49
Fórmula de Moser (Moser, 1958)	50
Fórmula de Atkinson (Atkinson et al., 1974)	50
Síntesis e Identificación de vacíos de conocimiento (Brechas)	52
Definición de Términos	53
<i>Lixiviados</i>	53
<i>Fases de la Degradación Anaerobia de la MO en un RS</i>	53
<i>Producción de Lixiviados</i>	55
<i>Composición de los Lixiviados</i>	55
<i>Tratabilidad de los Lixiviados</i>	55
<i>Sistemas de Tratamientos de Aguas Residuales</i>	55
<i>Modelos Híbridos</i>	56
<i>Modelos Acoplados</i>	56
<i>Hipótesis en la Investigación Cuantitativa</i>	57
Capítulo III: Marco Metodológico	59
Tipo de Investigación	59
Diseño de la Investigación	60
<i>Parámetros de Diseño de los Filtros Anaerobios</i>	62
Tiempo de Retención Hidráulico	62
Carga Orgánica Volumétrica (COV)	62
Volúmen del Filtro Anaerobio de Flujo Ascendente	63
Profundidad del Filtro (D)	63
Diámetro del Filtro (Φ)	63

Área Superficial Específica (Sa)	63
Eficiencias de los FAFA	64
Concentración de la MO en el Efluente (Se)	64
Relación de Recirculación (R)	64
Población	65
Etapas de la Investigación	65
<i>Primera Etapa – Experimental</i>	65
Descripción de las Características de los LRS sustrato de los FAFA-MFS	65
<i>Toma de Muestras del Sustrato</i>	65
<i>Análisis Estandarizados de los LRS</i>	65
<i>Descripción de las Características del Lixiviado</i>	66
Descripción de las Características de los Componentes del Arreglo Experimental Operativo de los FAFA-MFS en el Proceso de la Remoción de la MO de los LRS	66
<i>Dimensionamiento, Construcción y Montaje de las Unidades de Pretratamiento</i>	67
<i>Sistema de Suministro del Sustrato Pretratado</i>	67
<i>Dimensionamiento, Construcción y Montaje de los Reactores DI-FAFS</i>	67
<i>Realización de la AME de los Lodos</i>	69
<i>Selección del Lodo Inóculo</i>	74
<i>Inoculación de los Reactores DI-FAFS</i>	74
<i>Formación de la Biopelícula Adherida al Medio de Soporte</i>	74
<i>Adaptación de la Biopelícula al Sustrato</i>	74
<i>Arranque y Operación de los Reactores DI-FAFS</i>	74
<i>Cuantificación de las Eficiencias de los Reactores DI-FAFS</i>	75
<i>Evaluación de los Reactores DI-FAFS</i>	75
<i>Determinación de los Volúmenes Óptimos de los Reactores DI-FAFS</i>	76
<i>Procesamiento Estadístico de los Resultados de los Reactores DI-FAFS</i>	76
<i>Dimensionamiento, Construcción y Montaje de los Reactores TRI-FAFS</i>	76
<i>Inoculación de los Reactores TRI-FAFS</i>	78
<i>Formación de Biopelícula Adherida en los Reactores TRI-FAFS</i>	78
<i>Adaptación de la Biopelícula al Sustrato</i>	78
<i>Arranque y Operación de los Reactores TRI-FAFS</i>	79
<i>Cuantificación de las Eficiencias de los Reactores TRI-FAFS</i>	80
<i>Evaluación de los Reactores TRI-FAFS</i>	80
<i>Determinación de los Volúmenes Óptimos en los Reactores TRI-FAFS</i>	80
<i>Análisis de Diseño Experimental de los Reactores DI-FAFS y TRI-FAFS</i>	81
<i>Segunda Etapa: Desarrollo de los Modelos</i>	81
Formulación de los MH y MA para el Diseño de los FAFA-MFS	82
<i>Modelos Híbridos</i>	82
<i>Modelos Acoplados</i>	85

Calibración de los MH y MA para el Diseño de los FAFA-MFS en la Remoción de MO de los LRS	90
Método de Levenberg-Marquardt	90
Modelo de Regresión Múltiple	91
<i>Suma de Cuadrados del Error</i>	91
<i>Pruebas de Hipótesis en Regresión Lineal Múltiple</i>	93
<i>Análisis de Varianza</i>	93
<i>Coeficiente de Determinación</i>	94
<i>R-cuadrado Ajustado</i>	94
<i>Coeficiente de Correlación Múltiple</i>	95
<i>Error Estándar de Estimación</i>	95
<i>Residuos</i>	95
<i>Error Absoluto Medio</i>	95
<i>Estadístico de Durbin-Watson</i>	95
<i>Autocorrelación del Residuo de Retardo 1</i>	96
Validación de los MH y MA para el Diseño de los FAFA-MFS en la Remoción de MO de los LRS	97
Error Cuadrático Medio (ECM)	97
Error Absoluto Medio(EAM)	97
Error Medio (EM)	97
Selección de los MH y MA para el Diseño de los DI-FAFS y TRI-FAFS	98
Capitulo IV: Resultados y Discusión	99
Caracterización de los LRS usados como Sustrato en los FAFA-MFS	100
Características de los LRS	101
<i>Ph</i>	101
<i>DQO</i>	102
<i>DBO_{5,20}</i>	102
<i>Índice de Biodegradabilidad</i>	102
<i>Sólidos</i>	103
<i>Metales Pesados</i>	103
<i>Coliformes</i>	107
Clasificación de los LRS	109
Discusión de Resultados sobre la Caracterización de los LRS sustrato de los FAFA-MFS	109
Descripción de las Características de los Componentes del Arreglo Experimental Operativo de los FAFA-MFS	117
Dimensionamiento, Construcción y Montaje de Unidades de Pretratamiento	118
Dimensionamiento, Construcción y Montaje de los Reactores DI-FAFS	119
<i>Sistema de Alimentación de los DI-FAFS</i>	119
<i>Zonas de Entrada a los DI-FAFS</i>	120
<i>Cuerpo de los DI-FAFS</i>	120
<i>Material de Soporte en los reactores DI-FAFS</i>	122
<i>Separación del Efluente y de los Biogases en los DI-FAFS</i>	122
<i>Integración del Sistema de Alimentación de los Reactores DI-FAFS</i>	122

<i>Medición de la Actividad Metanogénica Específica – AME de los Lodos para Seleccionar el Inóculo de los DI-FAFS.</i>	122
<i>Caracterización de los Lodos a Evaluar</i>	122
<i>Medición de Actividad Metanogénica Específica – AME de los lodos</i>	123
<i>Selección del Lodo Inóculo para los Reactores DI-FAFS</i>	126
<i>Inoculación de los Reactores DI-FAFS</i>	127
<i>Formación de la Biopelícula Adherida al Medio de Soporte de los DI-FAFS</i>	127
<i>Adaptación de la Biopelícula al Sustrato en los Reactores DI-FAFS</i>	133
<i>Arranque y Operación de los DI-FAFS</i>	134
<i>Evaluación del Desempeño del Reactor DI-FAFS en la Remoción de MO</i>	136
<i>Cuantificación de las Eficiencias en los DI-FAFS</i>	137
<i>Evaluación de los reactores DI-FAFS</i>	139
<i>Eficiencias Máximas Versus Temperatura en los DI-FAFS</i>	139
<i>Eficiencias Máximas Versus COV en los DI-FAFS</i>	140
<i>Determinación del Volumen Óptimo de los Reactores DI-FAFS</i>	141
<i>Procesamiento Estadístico de Resultados de los Reactores DI-FAFS</i>	144
Dimensionamiento, Construcción y Montaje de los Reactores TRI-FAFS	145
<i>Sistema de Pretratamiento</i>	145
<i>Sistema de Alimentación de los TRI-FAFS</i>	145
<i>Zonas de Entrada a los TRI-FAFS</i>	145
<i>Cuerpo de los Reactores TRI-FAFS</i>	145
<i>Material de Soporte dentro de los TRI-FAFS</i>	146
<i>Salida y Separación del Efluente y de los Biogases en los TRI-FAFS</i>	146
<i>Inoculación de los Reactores TRI-FAFS</i>	146
<i>Formación de la Biopelícula Adherida al Medio de Soporte en los TRI-FAFS</i>	147
<i>Adaptación de la Biopelícula al Sustrato en los Reactores TRI-FAFS</i>	151
<i>Arranque y Operación de los TRI-FAFS</i>	151
<i>Evaluación del Desempeño del Reactor TRI-FAFS en la Remoción de MO</i>	153
<i>Cuantificación de las Eficiencias en los TRI-FAFS</i>	155
<i>Evaluación de los Reactores TRI-FAFS</i>	157
<i>Eficiencias Máximas Versus Temperatura en los TRI-FAFS</i>	157
<i>Eficiencias Máximas Versus COV en los TRI-FAFS</i>	158
<i>Determinación de los Volúmenes Óptimos en los Reactores TRI-FAFS</i>	159
Discusión de Resultados sobre la Descripción de las Características de los Componentes del Arreglo Experimental Operativo de los FAFA-MFS y las de Mayor Incidencia en el Proceso de Remoción de la MO de los LRS	161
Formulación de los MH y MA para el diseño de los FAFA-MFS	176
Formulación de los MH para el diseño de los FAFA-MFS	180
<i>Modelo Híbrido No. 1</i>	186
<i>Modelo Híbrido No. 2</i>	187
<i>Modelo Híbrido No. 3</i>	188
<i>Modelo Híbrido No. 4</i>	189
<i>Modelo Híbrido No. 5</i>	190

<i>Modelo de la tasa de utilización del sustrato</i>	190
<i>Modelo de la tasa de utilización del sustrato considerando los efectos de la temperatura</i>	192
<i>Crecimiento Microbiano con Sustrato Limitado para Reactores FAFA-MFS, tratando LRS</i>	192
<i>Crecimiento celular, utilización del sustrato y producción de metano para reactores FAFA-MFS tratando LRS</i>	193
<i>Modelo Híbrido No. 6</i>	194
Formulación de los MA para el diseño de los FAFA-MFS	194
<i>Modelo Acoplado No. 1</i>	194
<i>Modelo Acoplado No. 2</i>	196
Formulación de los Modelos Acoplados Adicionales para el Diseño de los Reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.	200
<i>Modelo Acoplado No. 3</i>	200
<i>Modelo Acoplado No. 4</i>	201
<i>Modelo Acoplado No. 5</i>	201
<i>Modelo Acoplado No. 6</i>	202
<i>Modelo Acoplado No. 7</i>	202
Discusión de Resultados de la Formulación de MH y MA para el Diseño de los FAFA-MFS	204
Calibración de los MH y los MA para el Diseño de los FAFA-MFS	212
<i>Calibración de los MH para el Diseño de los Reactores DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS</i>	212
<i>Ajuste Estadístico en la Etapa de la Calibración de los MH para el Diseño de los Reactores DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS</i>	220
<i>Calibración de los MH para el Diseño de los Reactores TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS</i>	229
<i>Ajuste Estadístico en la Etapa de la Calibración de los MH para el Diseño de los Reactores TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS</i>	235
<i>Calibración de los MA para el Diseño de los Reactores DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS</i>	245
<i>Ajuste Estadístico en la Etapa de la Calibración de los MA para el Diseño de los Reactores DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS</i>	247
<i>Calibración de los MA para el Diseño de los Reactores TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS</i>	250
<i>Ajuste Estadístico en la Etapa de la Calibración de los MA para el Diseño de los Reactores TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS.</i>	252
Calibración de los MA Adicionales para el Diseño de los Reactores FAFA-MFS en la Remoción de la MO de los LRS	254
<i>Calibración de los MA Adicionales para el Diseño de los Reactores DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS</i>	254
<i>Ajuste Estadístico en la Etapa de la Calibración de los MA adicionales para el Diseño de los Reactores DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS</i>	258

Calibración de los MA Adicionales para el Diseño de los Reactores TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS	262
<i>Ajuste Estadístico en la Etapa de la Calibración de los MA adicionales para el Diseño de los Reactores TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS</i>	264
Discusión de Resultados de la Calibración de los MH y MA para el Diseño de los FAFA-MFS en la Remoción de la MO de los LRS	267
Discusión de Resultados de la Calibración de los MH para el Diseño de los DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS	267
Discusión de Resultados de la Calibración de los MH para el Diseño de los TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS.	280
Discusión de Resultados de la Calibración de los Modelos Acoplados para el Diseño de los DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS.	289
Discusión de Resultados de la Calibración de los Modelos Acoplados para el Diseño de los TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS.	296
Discusión de Resultados de la Calibración de los MA Adicionales para el Diseño de los DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS.	302
Discusión de Resultados de la Calibración de los MA Adicionales para el Diseño de los TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS.	314
Validación de los MH y MA para el Diseño de los FAFA-MFS en la Remoción de MO de los LRS.	328
Validación de los MH para el Diseño de los Reactores DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS	328
Validación de los MH para el Diseño de los Reactores TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS	338
Validación de los MA para el Diseño de los Reactores DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS	355
Validación de los MA para el Diseño de los Reactores TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS	357
Validación de los MA Adicionales para el Diseño de los Reactores DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS	363
Validación de los MA Adicionales para el Diseño de los Reactores TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS	366
Discusión de Resultados de la Validación de los MH y MA para el Diseño de los FAFA-MFS en la Remoción de MO de los LRS	368
Comparación de la Etapa de la Validación de los Modelos Híbridos y Acoplados para el Diseño de los FAFA-MFS en la Remoción de MO de los LRS.	369

<i>Comparación de la Etapa de la Validación de los Modelos Híbridos y Acoplados para el Diseño de los FAFA-MFS con otros Reactores en la Remoción de MO de los LRS</i>	370
Desarrollo de los MH y MA para el Diseño de FAFA- MFS en la Remoción de la MO de los LRS.	376
<i>Discusión de Resultados del Desarrollo de los MH y MA para los FAFA- MFS en la Remoción de la MO de los LRS.</i>	388
Síntesis de Hallazgos e Implicaciones para el Diseño de Reactores	392
Capítulo V. Conclusiones y Recomendaciones	398
Recomendaciones	403
Referencias Bibliográficas	405
Anexos	423

Listado de Tablas

No.	Título de la Tabla	Pág.
1	Comparación entre parámetros máximos permisibles (*) en vertimientos puntuales	34
2	Hipótesis de la investigación	57
3	Características del diseño experimental para los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS	61
4	Fases y porcentajes volumétricos de F1 y F2 en cada serie de los reactores DI-FAFS	68
5	Fases y porcentajes volumétricos de F1, F2 y F3 en cada serie de los reactores TRI-FAFS	77
6	Modelos híbridos y acoplados para el diseño de los FAFA-MFS en la remoción de MO de los LRS.	85
7	Análisis de varianza para la significancia del modelo de regresión múltiple	94
8	Resultados de los análisis de los LRS de RSG, Cúcuta Col.	104
9	Presencia de metales pesados en los LRS de diferentes RS	107
10	Datos típicos de lixiviados y del LRS del RSG – Cúcuta	108
11	Resultados comparativos de caracterizaciones de los LRS del RSG y otros RS	115
12	Dimensiones, porcentajes volumétricos y alturas F1 y F2 de los reactores DI-FAFS	121
13	Caracterización de lodos evaluados para los reactores DI-FAFS	123
14	Producción de biogás en los lodos evaluados para los reactores DI-FAFS	124
15	Resultados de los ensayos de las AME para la selección del lodo inóculo para los reactores DI-FAFS	126
16	Volúmenes de cada fase y del inóculo aplicado en cada reactor DI-FAFS en las tres series.	127
17	Caracterización microbiana en el reactor DI-FAFS	130
18	Composición de la mezcla de LRS y de ARM	134
19	Eficiencias en los reactores DI-FAFS	138
20	Eficiencias máximas en los DI-FAFS para las tres temperaturas	140
21	Eficiencias máximas en los reactores DI-FAFS y COV	141
22	Dimensiones, porcentajes volumétricos y alturas F1, F2 y F3 de los reactores TRI-FAFS	146
23	Volumen útil de cada fase y el volumen del inóculo aplicado en cada reactor de las tres series de los TRI-FAFS.	147
24	Caracterización microbiana en los reactores TRI-FAFS	150
25	Eficiencias operativas en los reactores TRI-FAFS	156
26	Eficiencias Máximas en los reactores TRI-FAFS para cada Temperatura de operación	157
27	Eficiencias máximas de reactores TRI-FAFS en cada COV aplicada	158
28	Características comparativas del diseño experimental para reactores anaeróbicos.	174
29	Condiciones experimentales de filtros percoladores y FAFA-MFS	175
30	Características comparativas de la formulación de los MH y los MA para el diseño de reactores anaeróbicos	210

31	Características comparativas de la formulación de los MH y los MA para el diseño de los filtros aeróbicos y anaeróbicos	211
32	Parámetros en la etapa de la calibración de las MH para el diseño de los reactores DI-FAFS.	218
33	Parámetros estadísticos de ajuste en la calibración de los MH para el diseño de los DI-FAFS	228
34	Parámetros en la etapa de la calibración de los MH para el diseño de los TRI-FAFS	234
35	Parámetros estadísticos de ajuste en la calibración de los MH para el diseño de los TRI-FAFS	244
36	Parámetros en la calibración de los MA para el diseño de los DI-FAFS	247
37	Parámetros estadísticos de ajuste en la calibración de los MA para el diseño de los DI-FAFS	249
38	Parámetros en la calibración de los MA para el diseño de los TRI-FAFS	251
39	Parámetros estadísticos de ajustes en la calibración de los MA para el diseño de los TRI-FAFS	254
40	Parámetros en la calibración de los MA adicionales para el diseño de los DI-	257
41	Parámetros estadísticos de ajuste en la calibración de los MA adicionales para el diseño de DI-FAFS.	262
42	Parámetros en la etapa de la calibración de los MA adicionales para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS	264
43	Parámetros estadísticos de ajuste <i>en la calibración de los MA adicionales para el diseño de los TRI-FAFS</i>	267
44	Características comparativas de la calibración de los MH y los MA para el diseño de los filtros aeróbicos y anaeróbicos	324
45	Coeficientes cinéticos de los MH y los MA comparativos en atenuación natural, reactores aeróbicos y anaeróbicos	326
46	Características comparativas de calibración de los MH y los MA para el diseño de CBR	327
47	Características comparativas de calibración de los MH y los MA para el diseño del FP	327
48	Características comparativas de calibración de los MH y los MA para diseño del UASB	328
49	Parámetros estadísticos de ajuste en la validación de MH para el diseño de los	337
50	Parámetros estadísticos de ajuste en la validación de MH para diseño de los TRI-FAFS	349
51	Parámetros estadísticos de ajuste en la validación de MA para diseño de los DI-FAFS	356
52	Parámetros estadísticos de ajuste en la validación de MA para diseño de los TRI-FAFS	358
53	Parámetros estadísticos en la validación de MA adicionales para diseño de los DI-FAFS	365
54	Parámetros estadísticos en la validación de MA adicionales para diseño de los TRI-FAFS	367

55	Características comparativas en la validación de MH y MA para diseño de otros reactores biológicos	375

Tablas de los Anexos

1A	Parámetros en la calibración de MH para el diseño de los DI-FAFS	424
2A	Parámetros estadísticos de ajuste en la calibración de MH para diseño de DI-	424
3A	Parámetros en la calibración de los MH para el diseño de TRI-FAFS	425
4A	Parámetros estadísticos de ajuste en la calibración de los MH para el diseño de TRI-FAFS	425
5A	Parámetros estadísticos de ajuste en la validación de los MH para el diseño de DI-FAFS	427
6A	Parámetros estadísticos de ajuste en la validación de los MH para el diseño de TRI-FAFS	428
7A	Composición química típica del LRS	438
8A	Parámetros de control para vertimientos a cuerpos de agua según normativa ambiental nacional e internacional	439
9A	Caracterización de los LRS del Guayabal (GSL) y de la Cortada (LCSL), Norte de Santander -Colombia- periodo 2014 – 2019.	440
10A	Caracterización microbiana en DI-FAFS y TRI-FAFS	441
11A	Resumen de las variables estadísticas descriptivas	450
12A	Valores infladores de la varianza	451
13A	Regresión lineal según de modelos valorados	451
14A	Pantallazo de los Resultados estadísticos de la ANOVA	452
15A	Valores de los coeficientes de los factores de la ecuación	453
16A	Niveles de los factores evaluados	453
17A	Selección de valores óptimos de los parámetros de diseño DI-FAFS.	454

Listado de Figuras

No.	Título de la Figura	Pág.
1	Etapas más representativas del metabolismo anaerobio	38
2	Fases de la degradación anaeróbica de la MO en un RS	54
3	Esquema de la degradación biológica de la MO	56
4	Descripción del proceso de caracterización de los LRS	66
5	Diseño experimental para los reactores FAFA-MFS	67
6	Esquema del montaje de un reactor DI-FAFS	69
7	Esquema general del dimensionamiento y montaje de las tres series de reactores DI-FAFS	69
8	Esquema detallado del dimensionamiento y montaje según diseño experimental de tres series y nueve reactores DI-FAFS	75
9	Esquema del montaje de un reactor TRI-FAFS	77
10	Esquema general del dimensionamiento y montaje de las tres series de reactores TRI-FAFS	78
11	Esquema detallado del dimensionamiento y montaje según diseño experimental de tres series y nueve reactores TRI-FAFS	80
12	Fundamentos de los modelos híbridos No. 1 a 6, combinando la LCM con las ecuaciones empíricas para la modelación advectiva y no estacionaria del transporte y la transformación de sustratos solubles biodegradables para el diseño de los DI-FAFS y TRI-FAFS	88
13	Estructura particular del modelo híbrido No. 5. Modelo de Monod modificado (Monod, 1942, 1949) para estimar la tasa de utilización de sustrato soluble biodegradable para el diseño de los DI-FAFS y TRI-FAFS	88
14	Estructura particular del modelo híbrido No. 6. Modelo para la transformación bioquímica de los sustratos biodegradables basados en la ecuación de Monod (Monod, 1942, 1949) y la ley de Velz (Velz, 1948) para el diseño de los DI-FAFS y TRI-FAFS	89
15	MA No. 1: Modelo dinámico-advectivo basado en la ecuación de Monod (Monod, 1942, 1949), ley de Velz (Velz, 1948), ecuación de Stack (Stack, 1957) para el diseño de los DI-FAFS y TRI-FAFS	89
16	Modelo acoplado No. 2 dinámico-difusión molecular basado en la ecuación de Monod (Monod, 1942, 1949), ley de Velz (Velz, 1948) y ley de Fick (Kiely y Veza, 1999) para el diseño de los DI-FAFS y TRI-FAFS	90
17	Ubicación geográfica de RSG, Municipio Cúcuta, Dpto. Norte de Santander, Colombia.	100
18	Caracterización fisicoquímica del LRS del GSL, Cúcuta, Colombia, de 2014 a 2019: (a) DBO; (b) DQO; (c) ST; (d) SSV; (e) SS; (f) pH; (g) Cromo; (h) Hierro; (i) Plomo; y (j) Zinc.	105
19	Diagramas de cajas y bigotes de la caracterización fisicoquímica de LRS desde el GSL Cúcuta, Colombia, de 2014 a 2019	106
20	Caracterización de LRS usados como sustrato en FAFA-MFS	117
21	Esquema de pretratamiento de DI-FAFS y TRI-FAFS	118
22	Esquema de sistema de alimentación de los DI-FAFS y TRI-FAFS	119
23	Esquema del dimensionamiento y montaje experimental de tres series y nueve DI-FAFS	121
24	Producción de metano en la primera alimentación en la determinación de la	125

	AME en cuatro lodos evaluados	
25	Producción de metano en la segunda alimentación en la determinación de la AME en cuatro lodos evaluados	126
26	Curva de crecimiento de bacterias metanogénicas. (a) <i>Metanobacterium</i> sp., b) <i>Methanococcus</i> sp.	131
27	Diagramas de caja y bigotes del metano medido en ensayo de tubos añadiendo inóculo de muestreo a intervalos de 8 horas en un periodo de 16 h del DI-FAFS a 20 °C, 27 °C y 34 °C.	133
28	Relación de volúmenes de mezcla de LRS y ARM para adaptar la biopelícula a los LRS en los DI-FAFS y TRI-FAFS	134
29	Esquema operativo con COV, relación D_1/D_2 y T aplicadas en las tres series de los DI-FAFS	136
30	Curvas DQO versus tiempo en la operación del DI-FAFS	137
31	Curva de eficiencia en la remoción de DQO vs Tiempo: R5 - DI-FAFS para COValta y Tmedia	139
32	Curva de eficiencias máximas versus Temperatura en los DI-FAFS	140
33	Curva de eficiencias máximas versus COV en los DI-FAFS	141
34	Volúmenes óptimos en los DI-FAFS	142
35	Curvas de crecimiento de microorganismos reductores de sulfato en muestras del TRI-FAFS	151
36	Esquema operativo con COV, relación $D_1/D_2/D_3$ y T aplicadas en las tres series de TRI-FAFS	153
37	Curvas de DQO versus tiempo en la operación de los TRI-FAFS	155
38	Curva de Eficiencia en la remoción de DQO vs Tiempo: R8 - TRI-FAFS para COValta y Talta	156
39	Curva de Eficiencias máximas versus Temperatura en los TRI-FAFS	158
40	Curva de Eficiencias máximas versus COV en los TRI-FAFS.	159
41	Volúmenes óptimos en los TRI-FAFS	160
42	Categorización de FAFA-MFS en la evolución de los reactores anaeróbicos	173
43	Esquema de parámetros cinéticos de MH y MA asociados al proceso anaeróbico de LRS en subprocesos intra y extracelulares en FAFA-MFS.	179
44	Procesos de transporte y transformación de MO en la interfaz LRS -biopelícula en los FAFA-MFS: a) DI-FAFS, b) TRI-FAFS.	179
45	Coeficientes cinéticos de metabolismo microbiano en el transporte y transformación de MO en la interfaz LRS-biopelícula en FAFA-MFS: a) DI-FAFS, b) TRI-FAFS	180
46	Esquema para el análisis de procesos de un filtro de flujo ascendente.	182
47	MH No. 2: variables del modelo de transformación bioquímica para S_e/S_i en la biopelícula del DI-FAFS, en las siguientes condiciones experimentales: a) $D_1/D_2 = 4$, T = 20 °C, T = 34 °C, b) $D_1/D_2 = 1$, T = 20 °C, T = 34 °C, c) $D_1/D_2 = 0.25$, T = 20 °C, T = 34 °C.	350
48	MH N ° 2: variables del modelo de transformación bioquímica para S_e/S_i en la biopelícula de TRI-FAFS, en las siguientes condiciones experimentales: a) $D_1/D_2 = 4$, $D_2/D_3 = 0.05$, T = 20° C, T = 34° C, b) $D_1/D_2 = 1$, $D_2/D_3 = 0.125$, T = 20 °C, T = 34 °C, c) $D_1/D_2 = 0.25$, $D_2/D_3 = 0.20$, T = 20 °C, T = 34 °C.	351
49	MH No. 5: a) Valores observados y estimados de las tasas de crecimiento (rg) en el metabolismo microbiano en el efluente a DI-FAFS por <i>Methanobacterium</i>	352

	sp a 20 °C, 27 °C y 34 °C, a) rg vs. DQO, b) rs vs. DQO, c) rCH ₄ vs DQO.	
50	MH No. 5: Valores observados y estimados de tasas de metabolismo microbiano en el efluente del DI-FAFS por <i>Methanococcus</i> sp a 20 °C, 27 °C y 34 °C, a) rg vs. DQO, b) rs vs. DQO, c) rCH ₄ vs DQO.	353
51	MH N ° 5: Valores observados y valores estimados de rg vs. DQO en el efluente a TRI-FAFS por <i>Clostridium</i> sp a 34 °C; a) Primera fase, b) Segunda fase, c) Tercera fase, d) Valores observados y estimados de rs por los microorganismos a 34 °C vs. DQO en el efluente a TRI-FAFS	354
52	MA No. 2: variables del MA para S _e /S _i estimada por los modelos de transporte y transformación bioquímica propuestos para el DI-FAFS bajo la siguiente dirección de transporte del sustrato y condiciones experimentales: a) difusión molecular horizontal, b) difusión molecular vertical c) sustrato efluente obtenido de acuerdo con la T (°C) del medio acuoso.	361
53	MA dinámico-transporte difuso: variables del MA para S _e /S _i estimada por los modelos de transporte y transformación bioquímica propuestos para el TRI-FAFS bajo la siguiente dirección de transporte del sustrato y condiciones experimentales: a) difusión molecular horizontal, b) difusión molecular vertical c) sustrato efluente obtenido de acuerdo con la T(°C) del medio acuoso.	362
54	Ubicación de cinco ríos en los estados Carabobo y Aragua, región centro-norte de Venezuela: a) río Chirgua; b) río Paíto; c) río Guacara; d) río Ereigüe; e) río Tucutunemo y d) red hídrica en el estado Aragua	386
55	Ubicación y distribución espacial de los pozos de monitoreo y uso del suelo para el área de estudio en el Estado Carabobo, Venezuela	387

Listado de figuras de los Anexos

1A	DQO remanente Vs COV ⁿ derivada de las observaciones experimentales para DI-FAFS	426
2A	DQO remanente Vs COV ⁿ derivada de las observaciones experimentales para un TRI-FAFS	426
3A	Ajuste de datos para la estimación del (Se) en las etapas de calibración y validación del modelo de diseño del DI-FAFS: (a) Se estimado (mg L ⁻¹) Vs Se observado (mg L ⁻¹); (b) estimación de Si observado Vs Se observado (mg L ⁻¹); (c) Se estimado Vs el residual; y (d) ajuste del residual a una función de distribución normal para Se estimado Vs porcentaje.	427
4A	Ajuste estadístico de datos para la estimación del (Se) en los MH No. 1 a 3 para el diseño de DI-FAFS y TRI-FAFS en las etapas de calibración y validación: (a–b) Se observado mg L ⁻¹ Vs Se estimado mg L ⁻¹ ; (c–d) estimación del error estándar Vs Se estimado; (e–f) autocorrelación de errores Vs retardo; (g–h) ajuste de los errores a una función de distribución normal	429
5A	Validación gráfica del MH No. 5: mediante la tasa (rs) de LRS en el proceso intracelular por microorganismos en la biopelícula de los DI-FAFS y TRI-FAFS: a) Tasa (ru) relacionado con el sustrato efluente b) Temperatura del medio acuoso para el sustrato efluente	430
6A	a) Relación entre las tasas (rg) y (rs) desempeñada por <i>Methanobacterium</i> sp., a 20 °C en la operación del DI-FAFS, b) Relación entre las tasas (rCH ₄) y (rs)	431

	expresada como DQO desempeñada por <i>Methanobacterium</i> sp a 20 °C en la operación del DI-FAFS.	
7A	a) Relación entre las tasas (rg) y (rs) desempeñada por <i>Methanobacterium</i> sp., a 27 °C en la operación del DI-FAFS, b) Relación entre las tasas de (rCH ₄) y (rs) expresada como DQO desempeñada por <i>Methanobacterium</i> sp a 27 °C en la operación del DI-FAFS.	432
8A	a) Relación entre las tasas (rg) y (rs) desempeñada por <i>Methanobacterium</i> a 34 °C, en la operación del DI-FAFS, b) Relación entre las tasas (rCH ₄) y (rs) expresada como DQO desempeñada por <i>Methanobacterium</i> sp a 34 °C en el DI-FAFS.	433
9A	a) Relación entre las tasas (rg) y (rs) desempeñada por <i>Methanococcus</i> sp., a 20 °C en la operación del DI-FAFS, b) Relación entre las tasas (rCH ₄) y (rs) expresada como DQO desempeñada por <i>Methanococcus</i> sp a 20 °C en el DI-FAFS.	434
10A	a) Relación entre las tasas (rg) y (rs) desempeñada por <i>Methanococcus</i> sp., a 27°C en la operación del DI-FAFS, b) Relación entre las tasas (rCH ₄) y (rs) expresada como DQO desempeñada por <i>Methanococcus</i> sp a 27°C en el DI-FAFS	435
11A	a) Relación entre las tasas (rg) y (rs) desempeñada por <i>Methanococcus</i> sp., a 34 °C en la operación del DI-FAFS, b) Relación entre las tasas (rCH ₄) y (rs), expresada como DQO desempeñada por <i>Methanococcus</i> sp a 34 °C en el DI-FAFS.	436
12A	Valores observados y estimados de la tasa (rg) Vs DQO en el efluente del TRI-FAFS por <i>Clostridium</i> sp a 34 °C; a) Primera etapa, b) Segunda etapa, c) Tercera etapa, d) Valores observados y estimados de la tasa (rs) por los microorganismos a 34 °C vs DQO en el efluente del TRI-FAFS.	437
13A	Ubicación geográfica y posición relativa del RSG con respecto al RSLC, Colombia	438
14A	Sistemas de tratamiento de cinco biorreactores para el tratamiento de LRS, a) reactor CBR, b) Filtro Percolador (FP), c) Reactor UASB, d) DI-FAFS, e) TRI-FAFS.	442
15A	Valores estimados mediante el MH No. 5 de SUR Vs DQO en los reactores DI-FAFS, TRI-FAFS, UASB, FP y CBR: (a) SUR Vs DQO en el efluente; y (b) SUR Vs Temperatura	443
16A	Curvas de Eficiencias de los Reactores DI-FAFS y TRI-FAFS	444
17A	Superficies de respuestas para la eficiencia en los DI-FAFS	454
Anexo	VIII Archivo fotográfico de la construcción de los Reactores DI-FAFS - TRI-FAFS	455
F1	Disposición del sistema de alimentación de bombeo de los LRS hacia el pretratamiento	455
F2	Disposición del sistema de alimentación a gravedad de los LRS hacia el pretratamiento	455

F3	Vistas de los esquemas del sistema de pretatamiento de lixiviados a gravedad	456
F4	Disposición del tanque de lixiviados a gravedad - trampas de grasa – sedimentador – tanque de almacenamiento termo-agitado – temporizado y las bombas peristálticas	456
F5	Tanques termo agitados y temporizados de alimentación de los reactores	457
F6	Tres tanques termo-agitados y temporizados de alimentación los reactores y vista de las bombas peristálticas	457
F7	Sistema de alimentación de los reactores por bombeo y vista específica de una bomba	458
F8	Sistema de almacenamiento y bombeo de lixiviados a los reactores	458
F9	Construcción de los FAFA-MFS: Materiales, medio de soporte- separador SGL y disposición de los DI-FAFS	459
F10	Construcción, montaje y disposición experimental de los DI-FAFS y TRI-FAFS	461
F11	Proceso de inoculación de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS	462
F12	Inspección visual y toma de muestra de la biopelícula adherida en los FAFA-MFS	463

Listado de Siglas, Acrónimos y Expresiones Denominativas

ABR-MCS: Reactor Anaeróbico Separado por Baffles en Múltiples Etapas Continuas (Anaerobic Baffled Reactor in Multiple Continuous Stages, por sus siglas en inglés)

AGV = ácidos grasos volátiles

ARD = agua residual doméstica

ARI = aguas residuales industriales

ARM = agua residual municipal

AME = actividad metanogénica específica

CBR = Contactor Biológico Rotatorio

CEE = condiciones de estado estable

CIHAM-UC = Centro de Investigaciones Hidrológicas y Ambientales de la Universidad de Carabobo

COD = chemical oxygen demand

COV = carga orgánica volumétrica

COT = carbón orgánico total

CHS = cargas hidráulicas superficiales

DBO_{5,20} = demanda bioquímica de oxígeno de 5 días de incubación a 20 °C

DBO₇ = demanda bioquímica de oxígeno de 7 días de incubación

DI-FAFS (*) = Filtro Anaeróbico de Flujo Ascendente Separado en Dos Fases = UAF-2SS (sigla en inglés).

DQO = demanda química de oxígeno

FAFA = Filtro(s) Anaeróbico(s) de Flujo Ascendente = UAF (sigla en inglés)

FAFA-MFS = Filtro(s) Anaeróbico(s) de Flujo Ascendente a través de Múltiples Fases Separadas

FEFA = Filtro Empacado de Flujo Ascendente

FP = Filtro Percolador

F1 = fase 1

F2 = fase 2

F3 = fase 3

GIAAS: Grupo de Investigaciones Ambientales Agua, Aire y Suelos

IB = índice de biodegradabilidad

IOAA = incremento observado en aumento de actividad

ITEAA = incremento teórico esperado del aumento de actividad

IUPAC = International Union of Pure and Applied Chemistry

LA = Lodo Activado

LCM = ley de conservación de la masa

LFD = Lecho Flujo Descendente

LEFA = Lecho Expandido de Flujo Ascendente

LFFA = Lecho Fluidizado de Flujo Ascendente

LRS = lixiviados de relleno sanitario

MA = modelo(s) acoplado(s)

MH = modelo(s) híbrido(s)

MO = materia orgánica

MSR = metodología de las superficies de respuesta

NTK = nitrógeno total Kjeldahl

OD = oxígeno disuelto

ODS = Objetivos de Desarrollo Sostenible

PCA = Proceso de Contacto Anaerobio

PTAR = Planta(s) de Tratamiento de Aguas Residuales

POC = plaguicidas organoclorados

PVC = policloruro de vinilo (polyvinyl chloride, por sus siglas en inglés)

RAP = Reactor Anaeróbico a Pistón

RS = relleno(s) sanitario(s)

RSG = relleno sanitario Guayabal

RSU = residuos sólidos urbanos

SACA = sistemas anaeróbicos de crecimiento adherido

SACS = sistemas anaeróbicos de crecimiento suspendido

STBACA = sistemas de tratamiento biológico aeróbico de crecimiento adherido

STBACS = sistemas de tratamiento biológico aeróbico de crecimiento suspendido

SBR = Reactor secuencial en batch (Sequencing Batch Reactor, por sus siglas en inglés)

SM = métodos estándares (standard methods, por sus siglas en inglés)

SS-SBR = Reactor secuencial en batch suelo-lodo (Soil Slurry Sequencing Batch Reactor)

ST = sólidos totales

SS = sólidos sedimentables

SST = sólidos suspendidos totales

SSV = sólidos suspendidos volátiles

SUR = tasa de utilización de sustratos (SUR: substrate utilization rate, siglas en inglés)

T = Temperatura °C

TRH = tiempo de retención hidráulico (t)

TRI-FAFS (*) = Filtro Anaeróbico de Flujo Ascendente Separado en Tres Fases= UAF-3SS (sigla en inglés).

UAF = Filtro Anaeróbico de Flujo Ascendente (Upflow Anaerobic Filter, por sus siglas en inglés) = FAFA (sigla en español).

UAF-2SS = Filtro Anaeróbico de Flujo Ascendente Separado en Dos Fases (Upflow Anaerobic Filter in Two Separated Stages, por sus siglas en inglés) = DI-FAFS (sigla en español).

UAF-3SS = Filtro Anaeróbico de Flujo Ascendente Separado en Tres Fases (Upflow Anaerobic Filter in Three Separated Stages, por sus siglas en inglés) = TRI-FAFS (sigla en español).

UASB = Reactor Anaeróbico de Flujo Ascendente de Manto de Lodos (Upflow Anaerobic Sludge Blanket, por sus siglas en inglés)

USA = Estados Unidos de América (United State of America, por sus siglas en inglés)

UC = Universidad de Carabobo

UFC = unidades formadoras de colonias

UNIPAMPLONA = Universidad de Pamplona

VOL = volumetric organic load

Vs = Versus

(*) Nombre propio



Universidad de Carabobo

Facultad de Ingeniería

Dirección de Postgrado



Desarrollo de Modelos Híbridos y Acoplados para el Diseño de Filtros Anaeróbicos de Flujo Ascendente a través de Múltiples Fases Separadas en la Remoción de Materia Orgánica de los Lixiviados de Relleno Sanitario

Autor: Ing. M.Sc. Julio Isaac Maldonado Maldonado

Tutor: Dra. Adriana Mercedes Márquez Romance

Fecha: agosto de 2025

Resumen

En este estudio se desarrollaron modelos híbridos (MH) y modelos acoplados (MA) para diseño de filtros anaeróbicos de flujo ascendente a través de múltiples fases separadas (FAFA-MFS), en dos fases (DI-FAFS) y tres fases (TRI-FAFS), para remoción de materia orgánica (MO) en lixiviados de relleno sanitario (LRS). Los DI-FAFS y TRI-FAFS estuvieron constituidos por tubos y rellenos con cilindros plásticos de superficie específica $476.35 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$ para dar soporte a la biomasa. El diseño factorial experimental fue 3^3 . La carga orgánica volumétrica (COV) se estableció como, baja $\text{COV}_1 = 2.25 \text{ kg demanda química de oxígeno (DQO) m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, media $\text{COV}_2 = 3.45 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ y alta: $\text{COV}_3 = 4.64 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. La temperatura (T) fue fijada en dos niveles psicrófilo, (baja $T_1 = 20^\circ \text{C}$, media $T_2 = 27^\circ \text{C}$) y un nivel mesófilo (alta $T_3 = 34^\circ \text{C}$). Las relaciones entre profundidades de las fases en sentido del flujo (D_1 = profundidad fase 1, D_2 = profundidad fase 2, D_3 = profundidad fase 3), se configuraron en tres niveles porcentuales: baja 20 %, media 50 % y alta 80 %; DI-FAFS con D_1/D_2 y en los TRI-FAFS con $D_1/D_2/D_3$, con tiempos de retención hidráulica (TRH) entre 16-18 horas. La variable de respuesta de los DI-FAFS y TRI-FAFS fue el porcentaje de remoción estable de MO, expresado por la DQO entre los TRH indicados. Los MH y los MA estuvo basada en revisiones de 16 estudios de modelos para el diseño

de reactores anaeróbicos desarrollados entre finales de la década de 1960 hasta el presente, así como modelos para filtros aeróbicos formulados desde 1940 hasta el presente, basados en estructuras matemáticas como la ecuación de Monod, ley de Phelps, ley de Velz, ley de Fick, ecuación de Van't Hoff y ecuación de Stack, a partir de los cuales en este estudio, se formularon, calibraron y validaron estructuras matemáticas de seis MH para los DI-FAFS, seis MH para los TRI-FAFS y siete MA (dos propuestos y cinco adicionales) para los DI-FAFS y dos propuestos y cinco adicionales para los TRI-FAFS. Los MH y MA propuestos explican los procesos de transporte y transformación de la MO contenida en los LRS, suministrando estructuras matemáticas que incluyeron hasta siete coeficientes cinéticos involucrados en el proceso de la transformación bioquímica de sustratos y tres coeficientes para explicar el proceso de transporte de los sustratos dentro de la biopelícula de los FAFA-MFS. Los coeficientes de la cinética del metabolismo microbiano han revelado que el diseño del arreglo experimental de los FAFA-MFS para LRS pre-tratado, condujo a obtener un LRS mayormente soluble y con escaso material particulado, donde evidentemente predominaron los procesos intracelulares de transporte y transformación bioquímica de sustratos solubles precedidos por la ocurrencia de los procesos de transporte de sustratos en la interfaz líquido residual-biopelícula, logrando formulaciones satisfactorias para la predicción de la ocurrencia de los procesos de transporte y transformación a través de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS. Los MH y los MA sugeridos para el diseño de los reactores FAFA-MFS han sido el MH No. 2 y el MA No. 2 debido a que contiene los principales parámetros para explicar los procesos de transporte y transformación de sustratos solubles y particulados, así como la calidad de ajuste estadístico entre observaciones y estimaciones. Los enfoques de aplicación de los MH y MA No. 2 han sido para el diseño de los FAFA-MFS para lograr la restauración de aguas superficiales y subterráneas conteniendo altas concentraciones de MO en medio ambiente tropical.

Palabras clave: *filtros anaeróbicos separados en dos fases, filtros anaeróbicos separados en tres fases, modelación, lixiviados de relleno sanitario.*



Universidad de Carabobo

Facultad de Ingeniería

Dirección de Postgrado



**Development of Hybrid and Coupled Models for the Design of Upflow Anaerobic Filters
Through Multiple Separate Stages in the Removal of Organic Matter from Sanitary Landfill**

Leachates

Author: Eng. M.Sc. Julio Isaac Maldonado Maldonado

Advisor: Dr. Adriana Mercedes Márquez Romance

Date: August, 2025

ABSTRACT

In this study, hybrid models (HM) and coupled models (CM) were developed for the design of upflow anaerobic filters through multiple separated stages (UAF-MSS), in two phases (UAF-2SS) and three stages (UAF-3SS), for the removal of organic matter (OM) in sanitary landfill leachate (SLL). The UAF-2SS and UAF-3SS consisted of tubes and filled with plastic cylinders with a specific surface area of $476.35 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$ to support the biomass. The experimental factorial design was 3^3 . The volumetric organic load (VOL) was established as, low VOL 1 = $2.25 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, medium VOL 2 = $3.45 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ and high: VOL 3 = $4.64 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. The temperature (T) was fixed at two psychrophilic levels (low $T_1 = 20 \text{ }^\circ\text{C}$, medium $T_2 = 27 \text{ }^\circ\text{C}$) and one mesophilic level (high $T_3 = 34 \text{ }^\circ\text{C}$). The relationships between the depths of the stages in the flow direction (D_1 = depth stage 1, D_2 = depth stage 2, D_3 = depth stage 3), were fixed at three percentage levels: low 20 %, medium 50 % and high 80 %; UAF-2SS with D_1/D_2 and in the UAF-3SS with $D_1/D_2/D_3$, with hydraulic retention times (HRT) between 16-18 hours. The response variable of the UAF-2SS and UAF-3SS was the stable removal percentage of

MO, expressed by the COD between the indicated HRT. The HM and the CM were based on reviews of 16 model studies for the design of anaerobic reactors developed between the late 1960s to the present, as well as models for aerobic filters formulated from 1940 to the present, based on mathematical structures such as Monod's equation, Phelps' law, Velz's law, Fick's law, Van't Hoff's equation and Stack's equation, from which in this study, six HM mathematical structures for the UAF-2SS, six HM for the UAF-3SS and seven MA (two proposed and five additional) for the UAF-2SS and two proposed and five additional for the UAF-3SS were formulated, calibrated and validated. The proposed HM and CM explain the transport and transformation processes of the OM contained in the SLL, providing mathematical structures that included up to seven kinetic coefficients involved in the biochemical transformation process of substrates and three coefficients to explain the transport process of the substrates within the biofilm of the UAF-MSS. The coefficients of the microbial metabolism kinetics have revealed that the design of the experimental arrangement of the UAF-MSS for pre-treated SLL led to obtaining a mostly soluble SLL with scarce particulate material, where evidently the intracellular processes of transport and biochemical transformation of soluble substrates predominated preceded by the occurrence of the substrate transport processes at the residual liquid-biofilm interface, achieving satisfactory formulations for the prediction of the occurrence of the transport and transformation processes through the HM and CM for the design of the UAF-MSS. The HM and CM suggested for the design of UAF-MSS reactors have been HM No. 2 and CM No. 2 because they contain the main parameters to explain the transport and transformation processes of soluble and particulate substrates, as well as the quality of statistical fit between observations and estimates. The application approaches of HM and CM No. 2 have been for the design of UAF-MSS to achieve the restoration of surface and groundwater containing high concentrations of OM in a tropical environment.

Keywords: landfill leachates, modeling, upflow anaerobic filter in two separate stages, upflow anaerobic filter in three separate stages.

Introducción

El desarrollo tecnológico e industrial, el incremento de la producción y el crecimiento de las poblaciones han ocasionado que los residuos líquidos industriales y domésticos incrementen los caudales, las cargas, las concentraciones, la resistencia a la biodegradación y la variedad. Al descargarse en los cuerpos receptores, se han generado también incrementos en el grado de la contaminación y los efectos nocivos sobre las distintas formas de la vida presentes en las fuentes receptoras superficiales, rompiendo con los equilibrios biológicos y biodinámicos de la naturaleza (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a-c; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Cárdenas et al., 2019, 2021a,b, 2022a,b, 2023).

En los últimos cien años, el principal método de la eliminación de los residuos sólidos ha sido el “vertido”, siendo el método más tradicional de la eliminación del tipo de los residuos sólidos urbanos (RSU) (Álvarez y Guevara, 2003). El vertido de los RSU ha dejado en herencia los sitios de descarga abandonados, las aguas subterráneas contaminadas, los lagos y los arroyos envenenados, los lugares de contaminación con los suelos tóxicos y muchos otros lugares con el riesgo potencial de las explosiones de metano. Las prácticas modernas de vertido han incluido el monitoreo para los residuos, mayormente representados por los gases y los lixiviados. El lixiviado ha sido definido como el líquido acuoso generado en un vertedero. Puede ser producido por las infiltraciones de las lluvias y de las fracciones húmedas de los RSU compactados, que han permanecido durante mucho tiempo en el vertedero, en un ambiente principalmente anaeróbico, siendo contaminado con los metales orgánicos y pesados, convirtiéndolo en un residuo líquido altamente tóxico (Kiely y Veza, 1999).

Las acciones antes mencionadas han conducido a los investigadores a desarrollar los diferentes tipos de sistemas de tratamientos en función del grado de la contaminación de los vertimientos, la tecnología disponible, los costos de la construcción y la operación, resultando los tratamientos químicos, aquellos que ofrecen las más altas eficiencias, pero a altos costos, los cuales han permitido el surgimiento de los biotratamientos (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f 2020, 2022a-c; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Cárdenas et al., 2019, 2021a,b, 2022a,b, 2023).

A lo largo de los años, se han desarrollado distintas técnicas para el tratamiento de las áreas y los flujos contaminados, entre las cuales, la remediación de los sitios contaminados mediante los procesos microbianos ha demostrado ser eficaz y confiable. Esta técnica puede llevarse a cabo ex situ o in situ, dependiendo de varios factores, que han involucrado, entre otros, el costo, las características del sitio,

el tipo y la concentración de los contaminantes, incluyendo entre las técnicas de biorremediación ex situ, a los reactores (Álvarez y Guevara, 2003; Azubiuike et al., 2016).

Los biorreactores han tenido gran acogida por ser económicos y eficientes ($> 80\%$ DQO), como los reactores aerobios de la biopelícula adherida. Entre los biorreactores más importantes se han encontrado (Kinner y Eighmy, 1988): 1) los Contactores Biológicos Rotatorios (CBR) o biodiscos (Wilson et al., 1980; USEPA, 1984; Andreadakis, 1992; Pérez, 2010; Maldonado Maldonado y Hernández Ojeda, 2016a); 2), los filtros percoladores (FP) (Velz, 1948; Stack, 1957; Vayenas y Lyberatos, 1994; Yang et al., 2011; Wang, et al, 2015; Maldonado Maldonado y Toloza Vargas, 2017c); 3) los lodos activados (LA) (Metcalf y Eddy, 1991, 2003), 4) los biofiltros (Arora y Umphres, 1987; Maldonado et al., 2007, 2017a,b; 2017a,b, 2019a; Maldonado Maldonado y Rodríguez Chona, 201); 5) los filtros sumergidos (Soto., et al, 2010); 6) los lechos fluidizados de flujo ascendente (LFFA) (Donaldson et al., 1987); 7) los filtros empacados de flujo ascendente (FEFA) (Hassan y Beg, 1987) y 8) los sistemas de biopelícula anóxicos y anaeróbicos (Márquez y Guevara, 2002, 2004; Freytez et al., 2019a-c 2020, 2021, 2022, 2023, 2024).

Entre las experiencias de uso de los biorreactores para tratar los LRS, en Estonia - Europa, Kängsepp et al. (2008) ensayaron tres tipos de medios de soporte (turba) empacado en un FP separado en tres fases (fase 1 (F1), fase 2 (F2) y fase 3 (F3)), cuyas eficiencias de la eliminación de la MO por la transformación en los FP fueron influenciadas para F1 y F2, por un ligero aumento de la demanda bioquímica de oxígeno para 7 días de incubación (DBO_7) en el efluente de los FP. En la F3, la reducción media de la DBO_7 fue del 50%. El ligero aumento de la DBO_7 en el efluente de la F1 y la F2 y la reducción limitada de la DQO en el F2 podrían deberse a la conversión en otros tipos de MO; siendo necesario conocer la composición del lixiviado e identificar qué tipo de compuestos han causado los valores más altos de la DBO_7 y la DQO en el efluente.

Desde el enfoque del metabolismo microbiano, los sistemas de tratamiento biológico aeróbicos de crecimiento suspendido (STBACS) han contrastado con los procesos anaeróbicos (Najafpou et al, 2016) por causa de la alta producción de lodos, los elevados costos de la inversión, la operación y los consumos de la energía, la alta producción de los gases del efecto invernadero y los exigentes requerimientos de mantenimiento (Maldonado et al., 2017a, 2018a-e, 2020, 2022a-c; Márquez et al, 2021, 2022a-f, 2023a,b; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023). Estos sistemas condujeron al rediseño a finales de los años 60, de los sistemas anaerobios como los Filtros Anaerobios de Flujo Ascendente (FAFA), los cuales han sido implementados en sistemas de crecimiento adherido dispuestos como las unidades de tratamiento

primario para tratar los residuos líquidos de alta carga orgánica (McCarty, 1981; Maldonado et al., 2017a, 2018a-e, 2020, 2022a-c; Márquez et al, 2021, 2022a-e, 2023a,b).

Los FAFA surgieron con el propósito principal de retener la biomasa en el interior del reactor y evitar la pérdida en el efluente, eliminando la necesidad de la recirculación del flujo y desde la implementación a la escala real. Los FAFA se han diseñado y construido en unidades cerradas, empacados con diferentes medios de soporte para la biopelícula adherida, en donde se pueden llevar a cabo los procesos metabólicos de la hidrólisis, la acidogénesis, la acetogénesis y la metanogénesis (Maldonado et al., 2017a, 2018a-e, 2020, 2022a-c; Márquez et al, 2021, 2022a-f, 2023a,b; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023). Según Young y McCarty (1969), el filtro anaeróbico fue adecuado e ideal para el tratamiento de los vertimientos concentrados, no requiriendo recircular los efluentes ni los sólidos; los sólidos biológicos permanecieron en el filtro y no se perdieron con el efluente y la acumulación activa de éstos, permitiendo el tratamiento de los residuos diluidos incluso a las temperaturas nominales; manteniendo una alta eficiencia en la remoción del material orgánico, con los bajos volúmenes de lodo y con los efluentes libres de los sólidos suspendidos.

En este estudio, los FAFA a través de múltiples fases separadas (FAFA-MFS) han consistido en novedosos reactores, incorporando divisiones físicamente en dos fases, que se han denominado DI-FAFS y los FAFA en tres fases separadas, que se han denominado TRI-FAFS (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c). La partición o el fraccionamiento, ha tenido como propósito principal, evaluar la incidencia de esta división en las eficiencias de los FAFA con la posibilidad de incorporarlo como el parámetro de diseño, junto con otros parámetros a evaluar como la temperatura, la COV, en nuevos modelos para el diseño de los FAFA-MFS (Maldonado et al., 2017a, 2018a-e, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f, 2023a,b).

Hasta el presente la mayoría de los modelos híbridos (MH) y los modelos acoplados (MA) de diseño de los reactores anaeróbicos han explicado la cinética microbiana de la remoción de los compuestos orgánicos fundamentados en la ecuación de Monod (Monod, 1942, 1949), la ley de Velz (Velz, 1948) y la ley de Fick (Kiely y Veza, 1999) (Márquez et al., 2021; Maldonado et al., 2023, 2024). Según Márquez et al. (2021) y Maldonado et al. (2023, 2024a-c) han discutido que entre los MH que han calibrado la ecuación de Monod, obteniendo los coeficientes cinéticos de tasa máxima de utilización del sustrato por unidad de peso de microorganismo (k) y coeficiente de velocidad media (K_S), se encontraron aquéllos para los sistemas anaeróbicos de crecimiento suspendido (SACS) basados en el proceso de contacto anaeróbico (PCA), siendo reportados por Lawrence y McCarty

(1969), Lawrence (1971), Chen y Hashimoto (1980), así como Freytez et al., (2019c, 2020, 2022, 2024). En cuanto a los sistemas anaeróbicos de crecimiento adherido (SACA) que calibraron MH, se han señalado las experiencias en el FEFA desarrolladas por Lindgren (1983), Viraraghavan y Varadarajan (1995), Timur (1997), Sudiby et al. (2017) y Seid-mohammadi et al. 2021, así como el biofiltro anaeróbico de LEFA (Gourdon et al., 1989). Así mismo, escasos MH han incluido la influencia de la temperatura del líquido residual como un factor de corrección de la tasa de utilización de los sustratos. Entre los escasos MH de diseño se han encontrado aquéllos para los STBACA (Eckenfelder, 1963; Schulze, 1960) y en los SACS (Contrera et al., 2014), pero ninguno en los SACA y FAFA-MFS (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al., 2021, 2022a-e, 2023a,b).

Con respecto a los MA, según Márquez et al. (2021) y Maldonado et al. (2023, 2024a-c), encontraron que únicamente se han reportado combinatorias de la ecuación de Monod y la ley de Fick, obteniendo los coeficientes cinéticos, para la primera k y K_s - y para la segunda, difusión molecular D_M , en los estudios reportados por P. L. McCarty y colaboradores que fueron realizados en los SACA (LEFA (Williamson y McCarty, 1976; Rittman y McCarty, 1980; Liu et al., 1991), LFFA (Rittman y McCarty, 1980), y reactor anaeróbico separado por baffles en múltiples etapas continuas (ABR-MCS: Anaerobic Baffled Reactor in Multiple Continuous Stages, en inglés) (Bachmann et al., 1985)). En este estudio, se han obtenido MA, como novedad, que incluyen procesos de transporte y transformación bioquímica de sustratos orgánicos incorporando la influencia de factores como la temperatura para el diseño de los FAFA-MFS (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b, 2023, 2024a-c; Márquez et al., 2021, 2022a-e, 2023a,b).

Esta investigación ha surgido ante la escasa o nula disponibilidad de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS, que permitan predecir el comportamiento microbiano en la remoción de la MO presente en los LRS, tal y como se ha indicado en las publicaciones científicas internacionales (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a-c; Márquez et al., 2021, 2022a-e, 2023a,b). El estudio involucró el conocimiento de la caracterización del residuo líquido orgánico complejo (sustrato); de ese modo, se obtuvieron los valores de las variables de respuesta y los volúmenes óptimos en cada una de las fases de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS. La obtención de los volúmenes óptimos de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS condujo a estimar la remoción óptima de los compuestos orgánicos presentes en los LRS, bajo las condiciones establecidas de los factores experimentales asociados a la COV y t . La combinación de las variables de respuestas y los factores experimentales constituyeron las entradas para el cumplimiento de las etapas de la formulación, la calibración y la validación de los

MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS más eficientes y económicos (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a-c, 2023, 2024a-c; Márquez et al, 2021, 2022a-f, 2023a,b).

Para el tratamiento de los LRS y con el propósito de estimar el rendimiento de la eliminación de los compuestos orgánicos expresados a través de la DQO, se partió de la adaptación de las ecuaciones formuladas para los FP, los biofiltros activados y los STBACS utilizando como los factores experimentales: la COV, la t y la relación de profundidad entre la primera fase (D_1) y la profundidad de la segunda fase (D_2), así como la relación de la profundidad de la segunda fase (D_2) y la profundidad de la tercera fase (D_3) (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a-c; Márquez et al, 2021, 2022a-f, 2023a,b). El desarrollo de los MH y los MA de diseño para los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS implicó seis pasos fundamentales: 1) la selección de los criterios para el diseño experimental, 2) el montaje y la operación de los reactores, 3) la recolección de los datos experimentales, 4) la formulación matemática de los MH y los MA, 5) la calibración de los MH y los MA y 6) la validación de los MH y los MA (Maldonado et al., 2017, 2018a-e, 2020, 2022a-c; Márquez et al, 2021, 2022a-f).

Los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS se han desarrollado principalmente para los sustratos orgánicos expresados como la demanda bioquímica de oxígeno para 5 días de incubación a 20 °C ($DBO_{5, 20}$), DQO, COV y en menor proporción para los compuestos inorgánicos como las formas nitrogenadas, los metales pesados, los haluros metálicos, entre otros (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f). Los coeficientes de la cinética microbiana de las ecuaciones se han obtenido a partir de los estudios experimentales de los procesos de tratamiento con los filtros biológicos entre los años 1940 y 1960, derivados de la ley de Phelps (Phelps, 1911, 1944) y ley de Velz (Velz, 1948), con el volumen de control representado por el filtro biológico (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a-c, 2023, 2024a-c; Márquez et al, 2021, 2022a-f).

Los coeficientes cinéticos obtenidos de los MH y los MA para el diseño de los sistemas de tratamiento biológico aeróbico crecimiento adherido (STBACA) comparados con los SACA se han determinado desde dos leyes experimentales (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a-c; Márquez et al, 2021a, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023). La ley de Phelps se desarrolló desde 1911 hasta 1944 para explicar la oxidación biológica de la MO por los microorganismos (Phelps, 1911, 1944), seguida por la ley de Velz desarrollada en 1948 para el desempeño de los FP expresados a través de la concentración remanente de la MO (Velz, 1948), dependiendo de la tasa de la extracción de la MO por

el intervalo de la profundidad del FP. Estas leyes han contribuido a proponer una relación matemática logarítmica para estimar el gradiente de la biodegradación del sustrato a lo largo de la profundidad de los filtros biológicos. Adicionalmente, en esa misma década, Monod (Monod, 1942, 1949) propuso una relación matemática hiperbólica que estableció los límites de crecimiento de los cultivos biológicos, que se correlacionaron directamente con la concentración del sustrato, derivando los dos coeficientes cinéticos que se han utilizado para determinar la tasa máxima de crecimiento específico hasta el presente (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a-c; Márquez et al, 2021, 2022a-f).

En la ecuación de Monod (Monod, 1942, 1949), los coeficientes cinéticos han sido relacionados con la constante de la mitad de la velocidad representando a la concentración del sustrato asociada a la tasa de crecimiento media a máxima y la tasa de utilización del sustrato, la cual depende de la tasa máxima de la utilización del sustrato por la unidad de peso de los microorganismos. Cuando se ha comparado la tasa de utilización de sustratos entre los filtros aeróbicos y los filtros anaeróbicos, se ha encontrado una diferencia en el orden de 1:200 (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-d; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023).

En los reactores anaerobios se ha encontrado que la tasa de utilización de los sustratos ha tendido a ser menor que la unidad debido a que la masa de los microorganismos es mayor que la masa del sustrato en la relación alimento/microorganismos (Maldonado et al., 2017, 2018a-e, 2020, 2022a-c; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, en 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023). La tasa de utilización de los sustratos ha tomado los valores inferiores a la unidad para los sustratos altamente biodegradables, tales como el suero, la glucosa, la sacarosa, entre otros; los cuales favorecen el crecimiento de los microorganismos. Este ha sido un factor altamente sensible según el tipo de medio de soporte y las sustancias inhibitorias y las recalcitrantes en el sustrato (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a-c; Márquez et al, 2021, 2022a-d; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023).

En este estudio, los seis MH y los dos MA han sido propuestos para el diseño de los FAFA-MFS (DI-FAFS y TRI-FAFS). En cuanto a los MH se han basado en la ley fundamental de la LCM, cuyo componente de la transformación de los sustratos ha sido representado por las ecuaciones empíricas usadas para explicar los procesos de la transformación bioquímica de los sustratos en los FP (goteo) (ecuación de Van't Hoff (1884), la ecuación de Arrhenius, (Arrhenius, 1889), la ley de Phelps (1911, 1944), la ley de Velz (Velz, 1948), la ecuación de Stack (Stack, 1957), la ecuación de Howland,

(Howland, 1958), la ecuación de Schulze (Schulze, 1960), la ecuación de Eckenfelder (Eckenfelder, 1963), la ecuación de Germain (Germain, 1966), la ecuación de Albertson y Davis, 1984)) y los reactores de cultivo en suspensión (la ecuación de Michaelis-Menten (Michaelis y Menten, 1913), la ecuación de Monod (Monod, 1942, 1949), la ecuación de Blackwell, (1971); la ecuación de Ekama y Marais, (1979)) (Maldonado et al., 2018a-f, 2020, 2022). En cuanto a los MA, estos se han estructurado como una combinación de los procesos del transporte de los sustratos a la escala extracelular en la interfaz líquido residual - biopelícula, representados por los procesos de la biosorción (ecuación de Stack (Stack, 1957)) y la difusión molecular en el sentido horizontal y el vertical en la interfaz líquido residual – biopelícula (ley de Fick (Kiely y Veza, 1999)), así como los procesos de la transformación bioquímica de los sustratos (intracelulares), representados por el coeficiente cinético de la tasa máxima de la utilización de los sustratos por los microorganismos y una variante de ésta, que toma en cuenta, entre otros, la influencia de la temperatura sobre la tratabilidad de los sustratos por los microorganismos psicrófilos y mesófilos, para representar la cinética de operación de los FAFA-MFS (DI-FAFS y TRI-FAFS) (Maldonado et al., 2017a, 2018a-e, 2020, 2022a-c; Márquez et al, 2021). Así mismo, se ha implementado que a partir del ajuste estadístico entre las observaciones y las estimaciones de los seis MH y los dos MA se han seleccionado aquellos modelos del mejor ajuste para el diseño de los FAFA-MFS (DI-FAFS y TRI-FAFS).

Hasta el presente, existen escasas a nulas ecuaciones que tomen en cuenta la influencia de la temperatura sobre el coeficiente cinético de la tasa de utilización de los sustratos en los FAFA, así como aquellas que cuantifiquen la proporción en la que se llevan a cabo los procesos extracelulares (por ejemplo, la hidrólisis de complejos orgánicos (Pavlostathis y Giraldo, 1991) e intracelulares (acidogénesis, metanogénesis) como los índices del desempeño de la biomasa en la síntesis de la MO. Mediante los seis MH propuestos de tipo conceptual-empírico, se han proporcionado las expresiones matemáticas para medir la influencia de los factores experimentales, como COV, t y D sobre el coeficiente cinético de la tasa de utilización de sustratos por los microorganismos (Maldonado et al., 2020; Márquez et al., 2021). En cuanto a los MA, se han combinado las expresiones matemáticas para estimar la proporción en la que ocurren los procesos intra y los extracelulares para el desempeño de la biopelícula en la remoción de los compuestos orgánicos dentro de los FAFA-MFS (DI-FAFS y TRI-FAFS) (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a-c; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023).

La presente investigación se enfocó hacia el conocimiento de las variables que inciden en la biocinética de los reactores anaeróbicos en el proceso de la remoción de la MO de los LRS usando los

FAFA-MFS, con el propósito de desarrollar los MH y los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.

Mediante los MH y los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS se determinaron los coeficientes cinéticos más relevantes en cada reactor, que correlacionados con los parámetros operativos desarrollados, se calibraron y validaron estadísticamente con los resultados obtenidos en las operaciones a escala de laboratorio, para finalmente seleccionar los MH y los MA que reportaron los mejores ajustes, los que se presentan a la comunidad científica y biotecnológica como los modelos para predecir el comportamiento y realizar el diseño de los FAFS, siendo estos propósitos, los aportes al conocimiento, objetivo fundamental de esta investigación (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a-c; Márquez et al, 2021, 2022a-e; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023).

Este documento ha sido conformado en cinco capítulos; en el Capítulo I se formuló el problema a investigar, a partir del cual se establecieron los objetivos generales y los específicos de la investigación, la justificación, los alcances y las limitaciones de la investigación. En el Capítulo II se describió el marco teórico que abarcó los antecedentes nacionales y los internacionales, así como como el marco contextual, el legal y las bases teóricas sobre la cual se fundamentaron las formulaciones para los MH y los MA para el diseño de los FAFS. En el Capítulo III se incluyó el marco metodológico, describiendo el tipo y el diseño de la investigación que condujeron a la metodología de la investigación, las fases de la investigación. En el Capítulo IV se describieron los resultados obtenidos para dar respuestas a los objetivos específicos y general de la investigación. En el Capítulo V se sintetizaron los resultados obtenidos en cada uno de los objetivos de la investigación mediante la elaboración de una conclusión vinculada a cada una de las respuestas dadas a los objetivos específicos y general del estudio. Finalmente, se incluyeron las secciones de referencias bibliográficas y anexos que han sido citados en todo el documento.

Esta investigación se desarrolló bajo la dirección del Centro de Investigaciones Hidrológicas y Ambientales de la Universidad de Carabobo (CIHAM-UC) y del Grupo de Investigaciones Ambientales Agua, Aire y Suelos (GIAAS) de UNIPAMPLONA, Colombia, específicamente en el Laboratorio de Aguas, como el sitio de montaje y realización de la parte experimental (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a-c; Márquez et al, 2021, 2022a-e; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023).

Capítulo I

El Problema

En este capítulo, se realiza el planteamiento y la formulación del problema, los objetivos, general y específicos, la justificación del estudio, los alcances y las limitaciones de la investigación.

Planteamiento del Problema

En los últimos treinta años, una necesidad creciente ha surgido en todo el mundo de que se tomen las medidas positivas para restaurar y proteger el medio ambiente de los efectos degradantes de todas las formas de contaminación sobre los medios como el aire, el agua, y el suelo (Wang et al, 2010). Desde la formulación de la Agenda 21 en la Conferencia de Naciones Unidas sobre el Medio Ambiente y el Desarrollo, que tuvo lugar en Río de Janeiro (Brasil), entre el 3 y el 14 de junio de 1992 (Organización de Naciones Unidas, 1992) hasta la actual Agenda 2030 (United Nations, 2015), se planteó que existen muy pocas regiones del mundo que aún están exentas de los problemas de pérdida de las fuentes potenciales del suministro de agua dulce, la calidad del agua degradada y la contaminación de las fuentes del agua superficial y el agua subterránea.

La cantidad y la calidad del agua disponible ha disminuido con el cambio climático, el aumento de la población y la contaminación (Lakshmi et al., 2018), afectando la calidad del agua de los ríos y los lagos, en orden de importancia variable según las diferentes situaciones debido a la presencia de las aguas residuales domésticas (ARD) no tratadas o tratadas inadecuadamente y los escasos controles de las descargas de las aguas residuales agrícolas e industriales (Organización de las Naciones Unidas, 1992).

Entre las metas de los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS) enunciados en la Agenda 2030, en particular para el ODS No. 6, se propuso, de aquí a 2030, ampliar la cooperación internacional y el apoyo a la creación de capacidad para los países en desarrollo en las actividades y los programas relacionados con el agua y el saneamiento, incluidas la captación de agua, la desalinización, la eficiencia hídrica, el tratamiento de las aguas residuales, el reciclaje y las tecnologías de reutilización.

En general, ha sido requerido tener en cuenta tres aspectos principales cuando se ha identificado un tipo particular de contaminación, los cuales son (Wang et al, 2010): (1) el grado de contaminación, (2) la disponibilidad de la tecnología para reducirla y (3) la justificación de los costos de la reducción en el grado de la reducción alcanzado. El objetivo de los sistemas de tratamiento biológico de las aguas residuales ha sido reducir los contaminantes contenidos en las aguas residuales domésticas, agrícolas e industriales, como la MO e inorgánica, así como las trazas de los compuestos tóxicos (Metcalf y Eddy, 1991, 2003).

En cuanto al grado de la contaminación, en muchas ciudades de los países en desarrollo, los principales métodos de la eliminación de los residuos sólidos urbanos han sido disponerlos en los vertederos a cielo abierto y en los rellenos sanitarios (RS) (Maldonado et al., 2022a). Los vertederos incontrolados emiten humo y presentan mucha generación de lixiviados, causando una grave contaminación ambiental (Chandrappa y Das, 2012), cuya composición ha variado mucho en la concentración y la biodegradabilidad, dependiendo del vertedero, la edad, la cantidad y la composición de los desechos, la tasa de la descomposición, la edad de los desechos y la tecnología de los vertederos (Kängsepp et al., 2008; Wojciechowska y Obarska Pempkowiak, 2008).

El vertido, al igual que todos los demás procesos de tratamiento de residuos, ha sido controlado y gestionado de forma directa, evitando su posible impacto negativo en el ambiente y en la salud del hombre. Dentro de los tipos de vertederos, se han encontrado aquellos de tipos para los residuos peligrosos, para los residuos no peligrosos y para los residuos inertes (Kelly y Veza, 1999). En el caso particular de los compuestos peligrosos (Álvarez y Guevara, 2003; Guevara Pérez, 2016), han persistido generalmente cuando las condiciones ambientales no han sido adecuadas para la presencia de los microorganismos competentes o para la expresión de sus capacidades de la biodegradación (por ejemplo, la inducción de las enzimas catabólicas). Una de las primeras evaluaciones para considerar la factibilidad de la biorremediación ha sido la determinación de las condiciones ambientales que limitan la presencia y la expresión de las capacidades biodegradativas específicas de los microorganismos. El diseño del sistema de biorremediación ha debido proveer las herramientas para controlar el ambiente contaminado, y con ello incrementar la tasa de la biodegradación del contaminante objetivo, denominado así a aquel que se ha requerido degradar (Álvarez y Guevara, 2003; Guevara Pérez, 2016).

Entre los sistemas de tratamiento de los LRS de tipo biológico in situ se han encontrado los humedales (Wojciechowska y Obarska Pempkowiak, 2008) o de tipo biológico ex situ, tales como los

biorreactores, entre los cuales se han incluido a los filtros biológicos (Kängsepp et al., 2008); para tratar de reducir los contaminantes, y las cargas, protegiendo así las aguas superficiales y subterráneas.

Con respecto a la disponibilidad de la tecnología de tratamiento, desde principios del siglo XX, los sistemas de tratamiento biológico de las aguas residuales han cambiado la configuración física para favorecer la síntesis celular de los sustratos y el crecimiento de los microorganismos. Los cambios a los sistemas de tratamiento biológico del agua residual han sido intentos de aumentar la efectividad y reducir los costos del tratamiento de las aguas residuales en las etapas de la construcción, la operación y el mantenimiento. El metabolismo microbiano y los tipos de medios de crecimiento han determinado las categorías de los sistemas de tratamiento biológico del agua residual de acuerdo con los tres procesos metabólicos que han incluido el aeróbico, el anóxico y el anaeróbico, así como los dos tipos de medios de crecimiento biológico, que han consistido en el crecimiento suspendido y el adherido a un medio de soporte (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023).

Desde la década de 1950, los primeros reactores de la biotecnología anaeróbica se han configurado para contener un cultivo microbiano suspendido, tratando los desechos de baja concentración; consistiendo en los sustratos producidos en los sistemas de alcantarillado, las industrias, los sintéticos y los lodos drenados desde los STBACA. Las aguas residuales crudas han sido suministradas como un medio acuoso acondicionado para las temperaturas ajustadas de menos de 30 °C, que han permitido el desarrollo de las bacterias psicrófilas y mesófilas. En estas condiciones, el metabolismo microbiano fermentativo de los compuestos orgánicos y la eficiencia de la eliminación de la DQO han resultado ser bajos (< 30 %) (Márquez et al., 2021). En ese período, se desconocían los efectos inhibitorios y/o recalcitrantes de ciertos compuestos sobre el metabolismo microbiano. Algunas de las medidas implementadas para mejorar las eficiencias de la eliminación de la DQO consistieron en incluir la relación de la recirculación del caudal en una proporción cercana a la mitad de la entrada a los reactores de la biotecnología anaeróbica (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023).

A finales de la década de 1960, surgió el SACA, estando integrado por un medio de soporte constituido por suelos de grano grueso-grueso (por ejemplo, grava), denominado lecho (Young y McCarty, 1969), cuyo principal propósito era retener la biomasa dentro del reactor y evitar la pérdida

en el efluente, reduciendo la necesidad de flujo de la recirculación (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al., 2021, 2022a-e; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023).

A principios de la década de 1980, se diseñaron al menos cinco variantes de los filtros anaeróbicos que involucraban los cambios como el tipo de medio de soporte, la dirección del flujo, las COV, la temperatura de la fase acuosa o el volumen del reactor. Entre las variantes de los filtros anaeróbicos se han encontrado (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al., 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023): 1) el FEFA (Bell et al., 1980; Jeris, 1983), 2) el LFFA (Rittmann y McCarty, 1980), 3) el lecho expandido de flujo ascendente (LEFA) (Jewell et al., 1981), 4) Reactor Anaeróbico de Flujo Ascendente de Manto de Lodos (UASB: Upflow Anaerobic Sludge Blanket, por sus siglas en inglés) (Lettinga et al., 1980), 5) el lecho de flujo descendente (LFD) (Kennedy y Van den Berg, 1981) y 6) ABR-MCS (Bachmann et al., 1985).

En los filtros anaeróbicos, el medio de soporte ha variado desde los suelos de grano grueso como, por ejemplo, la grava, la arena, hasta las partículas de grano fino de los diferentes compuestos (por ejemplo, el óxido de aluminio, el cloruro de polivinilo, el limo, la arcilla, la tierra de diatomeas, la resina de intercambio iónico gastada). A partir de la reducción en el tamaño de la partícula del medio de soporte, los residuos de alta concentración (por ejemplo, los desechos del procesamiento de los alimentos como el suero) se procesaron obteniendo altas eficiencias de la eliminación de la DQO (Márquez et al., 2021).

Así mismo, el aumento en la temperatura de la fase acuosa permitió estimular el crecimiento y las tasas de utilización del sustrato por parte de los microorganismos, obteniendo como resultado, incrementos en las eficiencias de remoción de la DQO en un rango medio ($> 30\%$) a alto ($> 80\%$). Sin embargo, la recalcitrancia y/o la inhibición de los desechos de baja carga orgánica permanecieron como un problema pendiente de solución a pesar de que los TRH habían sido extendidos en la operación de tales reactores (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al., 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023).

Actualmente, los efectos de las sustancias inhibitoras y/o recalcitrantes en el metabolismo microbiano aún no se han superado. Freytez et al., (2019a-c, 2022, 2023, 2024) y Freytez y Márquez

(2021) probaron residuos desde baja COV ($1\text{-}5\text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$) a media COV ($13\text{-}15\text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$); consistiendo en las aguas residuales de las tenerías, conteniendo las sustancias inhibitorias y/o recalcitrantes como el cromo y los cloruros, encontrando las eficiencias de la remoción desde bajas a medias (30 % - 50 %).

A mediados de la década de 1980, el ABR-MCS (Bachmann et al., 1985) surgió como una estrategia para superar las dificultades debidas a las sustancias inhibitorias y/o recalcitrantes cuando se alimentaba a bajas COV y se logró al aumentar el volumen del reactor en al menos cinco etapas continuas. Los residuos de resistencia baja a media se procesaron bajo un metabolismo microbiano ligeramente influenciado por la presencia de las sustancias inhibitorias y / o recalcitrantes, lo que condujo a obtener las eficiencias de la eliminación de la DQO de medias a altas, estimando los parámetros cinéticos derivados de la ecuación de Monod (Monod, 1942, 1949), pero no se ha proporcionado información sobre los coeficientes de la difusión de los sustratos dentro de la biopelícula (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023).

Desde la década de 1970 hasta el presente, los MH y los MA de diseño de los filtros biológicos anaeróbicos estuvieron predominantemente basados en una combinación de las ecuaciones derivadas de los balances de masa en las condiciones no estacionarias (Williamson y McCarty, 1976; Rittmann y McCarty, 1980; Gourdon et al.1989; Liu et al., 1991; Viraraghavan y Varadarajan, 1995; Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a-c; Márquez et al., 2021, 2022a-f; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023). También, los MH y los MA han sido creados en menor proporción, incluyendo el supuesto de las condiciones estacionarias y advectivas (Lindgren, 1983; Maldonado et al., 2018a, b, 2020); donde los componentes de los términos del balance de masas se han obtenido desde la ley de Velz (Velz, 1948), las series matemáticas (Stack, 1957) y las ecuaciones de regresión (Maldonado et al. 2018a,b, 2020, 2022). Por otro lado, el balance de masas se ha realizado sobre el sustrato; cuyo volumen de control ha alternado entre la biopelícula o el filtro biológico (Márquez et al., 2021).

En particular, Phelps (Phelps, 1911, 1944) desarrolló una ley de oxidación biológica expresada por una derivada de primer orden con respecto al tiempo; según la cual la tasa de oxidación bioquímica de la MO es proporcional a la concentración remanente de las sustancias no oxidadas. En 1948, Velz llevó a cabo una asociación de los términos utilizados por Phelps (Phelps, 1911, 1944) para proponer un modelo advectivo que explicó la eliminación de la MO en los FP; al ampliar el alcance

con la ecuación de primer orden para la eliminación de la MO con respecto al tiempo basada en la ley de Phelps de 1944 (Phelps, 1911, 1944); donde la tasa de la eliminación de la MO se explicó por una ecuación exponencial decreciente que dependía de un parámetro k asociado con la tratabilidad del sustrato por los microorganismos y el tiempo de contacto entre el sustrato y los microorganismos (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023).

La ley básica de Velz (Velz, 1948) se basó en el desarrollo de una ecuación en las condiciones estacionarias y las advectivas a partir de la expresión propuesta por Phelps (Phelps, 1911, 1944); expresando que "la tasa de la extracción de la MO por el intervalo de la profundidad del lecho biológico ha sido proporcional a la concentración de la MO; quedando medido en términos de su capacidad de extracción". Stack (1957) realizó un desarrollo teórico formulado a partir de considerar la degradación del sustrato sucesivo que ha ocurrido en una capa unitaria del FP. Esta degradación de la MO biodegradable sucesiva condujo a un enfoque en series, donde la cantidad no eliminada de la $DBO_{5,20}$ dependía de la expresión principal en la serie que consistió en $1 - f$, siendo f , el coeficiente de biosorción en el rango de la profundidad unitaria del FP, que se estima como el remanente del complemento $DBO_{5,20}$ obtenido de la ecuación de Velz (Velz, 1948).

Desde la década de 1960 hasta 1980, las pruebas a escala experimental de las diferentes variantes de filtros anaeróbicos fueron llevadas a cabo usando sustratos rápidamente biodegradables consistentes de aguas residuales domésticas de industrias de alimentos, obteniendo coeficientes de actividad microbiana que podrían influenciar en menores tiempos de retención hidráulica, causando influencia sobre las condiciones de diseño de la geometría de los biofiltros anaerobios, La división en múltiples etapas de los biofiltros fue convertida originalmente en fórmula por Albertson y Davies (1984) para el filtro percolador, basándose en datos recopilados por Dow Chemical Company durante el período 1960-1973 en más de 150 plantas piloto en estudios a escala real. La ecuación de Albertson y Davies han permitido estimar una reducción en el valor de la constante de tratabilidad para cada profundidad a medida que se incrementan las etapas del filtro. Para los modelos híbridos y acoplados del diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, la tasa de utilización de sustrato (SUR), también conocida como constante de tratabilidad (k), se incrementó de $0.04-0.83 \text{ d}^{-1}$ a $2.35-7.32 \text{ d}^{-1}$, respectivamente. En esta predicción de los coeficientes cinéticos para los MH y MA, los componentes de la ecuación de Albertson y Davies asociados a los modelos de diseño DI-FAFS $(D_1/D_2)^x$ y los modelos de diseño TRI-FAFS $(D_1/D_2)^x(D_2/D_3)^y$ resultaron en valores

calibrados cuyo signo y magnitud favorecieron la obtención de un coeficiente k corregido y englobado, reduciéndose conforme se incrementó el número de profundidades en el biofiltro (Maldonado et al. 2020, 2022, 2023, 2024; et Márquez al., 2021)..

Si bien los modelos establecidos pueden predecir el rendimiento en reactores de una sola etapa, no logran capturar los distintos regímenes cinéticos del metabolismo microbiano bajo condiciones de sustrato influente recalcitrante, así como de transferencia de masa en condiciones no estacionarias, estacionarias y advectivas, creados por la separación física de las fases. Esta investigación aborda ha complementado los modelos tradicionales incorporando componentes estacionarios, no estacionarios y advectivos en los modelos desarrollados que explican en gran medida las variaciones de rendimiento total de los filtros anaeróbicos separados en dos fases (DI-FAFS) y tres fases (TRI-FAFS).

En este estudio, en el desarrollo evolutivo de los MH y MA de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS se ha propuesto realizar el ajuste de los modelos de la transformación bioquímica de los sustratos basados en los estudios experimentales de los FP y los reactores de cultivo en suspensión, considerando la aplicación de la LCM bajo las condiciones advectivas (a lo largo del filtro) y no estacionarias (Maldonado et al., 2018a-f). Así también dentro de las opciones propuestas, se han combinado al modelo propuesto por Phelps (Phelps, 1911, 1944) con la ecuación derivada de Howland (1958) y demostrada experimentalmente por Bloodgood et al. (1959) para el diseño del FP; relacionando el tiempo de contacto con la profundidad del filtro y la carga hidráulica elevada a una potencia de dos tercios. Así mismo, se ha involucrado a la ecuación de Germain (1966), la cual ha sido el resultado de la modificación de la ecuación propuesta por Schulze (1960) para estimar el desempeño del FP haciendo una generalización de la potencia de la carga hidráulica incluida dentro del tiempo de contacto; sustituyendo el exponente de dos tercios por un n genérico; encontrando que este ha variado dependiendo del medio y el área de la superficie biológica del medio.

Dentro de las experiencias de los MH, Vayenas y Lyberatos (1994); Melcer et al. (1995) y Yang et al. (2011) realizaron un modelado matemático en una derivada de segundo orden con respecto al sustrato, a la dirección horizontal de entrada del sustrato en la biopelícula del biofiltro. Este gradiente de segundo orden se generó a partir de la ecuación de balance de masas en el sustrato; siendo el volumen de control correspondiente a la biopelícula. Arora y Umprhes (1987) propusieron una estructura matemática para una variante de los FP llamada biofiltro activado que modifica el modelo propuesto por Phelps (Phelps, 1911, 1944) y Velz (Velz, 1948), que ha expresado el tiempo de

contacto en función de la COV. Yu et al. (1998) combinaron un balance de masas considerando las condiciones no estacionarias en la eliminación del sustrato que ha alimentado al filtro biológico con la ecuación de Kincannon y Stover (1982) derivada del modelo de Monod (Maldonado et al., 2017, 2018a-e, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023). Wang et al. (2015) propuso un modelo de regresión para la eliminación de amonio en un biofiltro basado en la adición de los genes funcionales de nitrógeno para contribuir a la nitrificación.

En el actual estudio, adicional a los MH, se ha propuesto la elaboración de los MA, los cuales se han fundamentado debido a la existencia de escasa a nula de las ecuaciones que han efectuado una distinción en la fracción en la cual han ocurrido los procesos de transporte y transformación extracelulares (biosorción (Stack, 1957) e hidrólisis de complejos orgánicos, (Pavlostathis y Giraldo Gómez, 1991) y los procesos de transformación bioquímica intracelulares (fermentación, oxidación anaeróbica, metanogénesis (Pavlostathis y Giraldo Gómez, 1991)) para la síntesis de la MO, los cuales han sido llevados a cabo dentro de los microorganismos anaeróbicos en la biopelícula soportada por los medios sólidos dentro de los filtros biológicos, para determinar el desempeño de la biopelícula contenida en los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, estimados a través de los coeficientes cinéticos, que han incluido a la tasa máxima de utilización de los sustratos orgánicos (Maldonado et al., 2018a-f, 2020, 2022a-c, Márquez et al., 2021) y los coeficientes de difusión horizontal y vertical de los sustratos solubles a través de la pared celular (biosorción y la difusión molecular (Márquez et al., 2021), para efectuar los procesos de la digestión anaerobia (Pavlostathis y Giraldo Gómez, 1991; Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a-c; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023).

Así mismo, ante la falta de estudios sobre los MH y los MA en Venezuela, para diseñar y predecir el comportamiento microbiano en los FAFA-MFS en la biodegradación de la MO, (Maldonado et al., 2017, 2018a-f 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023), se han propuesto desarrollar los MH y los MA correspondientes a los FAFA de dos fases separadas, DI-FAFS y tres fases, TRI-FAFS, como reactores anaerobios para biodegradar los desechos orgánicos presente en los lixiviados de vertederos o los RS.

En los recientes estudios a la escala piloto, los FAFA de dos fases separadas, DI-FAFS y los FAFA de tres fases separadas, TRI-FAFS, han sido propuestos como una biotecnología ex situ que puede desempeñar las funciones de la remoción de los hidrocarburos desde los suelos y las aguas

subterráneas de un acuífero en una zona tropical (Márquez et al., 2021, 2022a-e, 2023a,b), así como para remover los pesticidas organoclorados y las condiciones eutróficas en los ríos tropicales (Márquez et al., 2023b), en un acople de los biorreactores integrados por una combinación de SS-SBR (Soil-Slurry Sequencing Batch Reactor, por sus siglas en inglés), configurando una remoción del 60 % de la DQO, en secuencia con un reactor TRI-FAFS para el tratamiento de los suelos contaminados mediante una remoción de DQO de 99 %. En el caso de tratamiento de las aguas subterráneas, el tratamiento ha involucrado una secuencia de SBR (Sequencing Batch Reactor) (Freytez et al., 2019 a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021), y el reactor TRI-FAFS pronosticando estimaciones favorables en la eficiencia de la operación (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al., 2021, 2022a-e; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023).

El GIAAS-UNIPAMPLONA y el CIHAM-UC han mantenido una producción científica continua en relación a los MH y los MA, logrando hacer comparación entre los coeficientes cinéticos de metabolismo microbiano para remover COD desde LRS desde FAFA-MFS y otros reactores biológicos, aspecto que constituye la principal novedad y contribución del estudio para la comunidad científica dedicada a diseñar y operar reactores biológicos para el tratamiento de las aguas residuales (Maldonado et al., 2023, 2024a-c). Estos reactores biológicos han abarcado reactores de biomasa fija (CBR (Maldonado y Hernández, 2016), FP (Maldonado y Toloza, 2017)) y de biomasa suspendida (UASB (Maldonado y Flores, 2018)) tratando LRS. Adicionalmente se ha profundizado la comparación de los coeficientes cinéticos con otros estudios realizados en reactores anaerobios de biomasa fija (FEFA (Timur, 1997; Sudibyo et al., 2017; Seid-mohammadi et al., 2021)) y suspendida (Proceso de Contacto Anaerobio (PCA) (Contrera et al., 2014; Limonti et al., 2023)) tratando LRS.

De manera general, en los resultados de la caracterización de los LRS, se han reportado los cuatro grupos de contaminantes: la MO disuelta, los macrocomponentes inorgánicos, los metales pesados y los compuestos orgánicos xenobióticos (Christensen et al., 2001) y de existir también se ha reportado la presencia de las sustancias inhibitorias y recalcitrantes como los metales pesados y los haluros metálicos. Según Carucci et al. (1999), una de las estrategias para superar las dificultades debido a las sustancias inhibitorias y recalcitrantes, es proporcionar una baja COV, lo que justifica las COV (2.67 a 4.64 kg m⁻³ d⁻¹) aplicadas en cada uno de los reactores, que fueron las cargas configuradas dentro de los desechos de baja concentración orgánica que han constituido los desechos retenidos dentro de los FAFA-MFS durante los TRH de 16-18 horas.

En los FAFA-MFS, el medio de soporte ha favorecido el proceso de la difusión molecular de los sustratos en la dirección vertical y horizontal mediante el transporte de masa a lo largo y dentro de la biopelícula adherida al medio de soporte constituido por los trozos de las tuberías de policloruro de vinilo (PVC, por sus siglas en inglés) dispuestas a lo largo de la columna del filtro (Márquez et al., 2021).

En el presente estudio, ha sido propuesto para desarrollar los modelos híbridos y acoplados para el diseño de los filtros anaeróbicos de los FAFA-MFS para determinar las constantes cinéticas del metabolismo microbiano debido a la remoción de la MO en el LRS. Las constantes cinéticas han sido implementadas y validadas para diseñar FAFA-MFS que traten lixiviados provenientes de rellenos que almacenan residuos peligrosos, no peligrosos e inertes (Kelly y Veza, 1999). En los biofiltros propuestos, se ha analizado la variación de los parámetros cinéticos de los MH y los MA para estimar la biodegradación y las tasas de transporte de masa de los sustratos orgánicos influenciados por los factores como la COV, el medio de soporte, la temperatura y las sustancias inhibitoras y/o recalcitrantes (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a-c; Márquez et al, 2021, 2022a-e; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023).

El estudio ha sido enmarcado dentro de la línea de investigación sobre el transporte y la transformación de los contaminantes en el ambiente, del CIHAM-UC, Venezuela y en la línea de biotecnología ambiental en el GIAAS-UNIPAMPLONA, Colombia (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f).

Formulación del Problema

La formulación del problema para desarrollar esta investigación ha surgido de las siguientes preguntas:

1. ¿Qué características han poseído los LRS usados como el sustrato para los FAFA-MFS?
2. ¿Cuál ha sido la combinatoria de niveles de variables implementadas en el arreglo experimental y las características físicas de los componentes del arreglo experimental para los FAFA-MFS, durante el proceso de remoción de la MO en los LRS?
3. ¿Cuáles han sido las estructuras de las ecuaciones matemáticas para los modelos híbridos y acoplados en la remoción de la MO en los LRS usando FAFA-MFS?

4. ¿Qué valores han tomado los parámetros cinéticos de los modelos híbridos y acoplados para la remoción de MO en los LRS usando FAFA-MFS?

5. ¿Cuáles han sido las magnitudes de las diferencias entre los valores observados y los valores estimados mediante las ecuaciones calibradas en la etapa de prueba de los MH y los MA propuestos para la remoción de la MO en los LRS usando FAFA-MFS?

Objetivos

Objetivo General

Desarrollar los modelos híbridos y acoplados para el diseño de filtros anaeróbicos de flujo ascendente a través de múltiples fases separadas en la remoción de la materia orgánica de los lixiviados de relleno sanitario.

Objetivos Específicos

1. Caracterizar los lixiviados de relleno sanitario usados en los filtros anaeróbicos de flujo ascendente a través de múltiples fases separadas.

2. Describir las características de los componentes del arreglo experimental operativo de los filtros anaeróbicos de flujo ascendente a través de múltiples fases separadas de mayor incidencia durante el proceso de remoción de la materia orgánica de los lixiviados de relleno sanitario.

3. Formular los modelos híbridos y acoplados para el diseño de los filtros anaeróbicos de flujo ascendente a través de múltiples fases separadas en la remoción de materia orgánica de los lixiviados de relleno sanitario.

4. Calibrar los modelos híbridos y acoplados para el diseño de los filtros anaeróbicos de flujo ascendente a través de múltiples fases separadas en la remoción de materia orgánica de los lixiviados de relleno sanitario.

5. Validar los modelos híbridos y acoplados para el diseño de los filtros anaeróbicos de flujo ascendente a través de múltiples fases separadas en la remoción de materia orgánica de los lixiviados de relleno sanitario.

Justificación

Cuando se han tenido las aguas residuales urbanas o las aguas residuales industriales (ARI) con elevada concentración de la MO disuelta, los tratamientos físico-químicos han ofrecido altas eficiencias en la remoción de contaminantes, pero a los costos muy elevados de la construcción y de la operación de las Plantas de Tratamientos de Aguas Residuales (PTAR), hecho que ha permitido el resurgimiento de los nuevos tratamientos biológicos, cuyos sistemas han tenido gran acogida por ser relativamente sencillos, fáciles de construir, económicos y eficientes ($> 80\%$ DQO), (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al., 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023).

Un RS ha generado los residuos líquidos crudos de una baja a media concentración de la MO, pero ha alcanzado hasta $60\,000\text{ mg DQO L}^{-1}$ (Tchobanoglous et al., 1994, 1993), con el índice de la biodegradabilidad que ha variado desde los valores inferiores a 0.2, que se han considerado bajos, hasta los valores altos de 0.7 (Henry et al., 1987), que han sido los propios de cada vertedero (Kängsepp et al., 2008; Wojciechowska y Obarska Pempkowiak, 2008).

Los tratamientos biológicos han mostrado ser efectivos cuando han sido aplicados en los lixiviados jóvenes, ricos en los ácidos grasos volátiles (AGV); sin embargo, estos métodos no han sido efectivos en el tratamiento de los lixiviados maduros, debido a su baja relación $\text{DBO}_{5,20}/\text{DQO}$ (normalmente menor a 0.3) y al alto contenido de las sustancias recalcitrantes (Cortez et al., 2009), pero han sido alternativas viables para la remoción de los contaminantes orgánicos en los rangos de medios a altos; requiriéndose para la aplicación satisfactoria de una biotecnología específica, para los residuos líquidos a tratar biodegradables, asimilables y sin biocidas que han sido inhibidores del crecimiento de la variada y simbiótica población microbiana, encargada de degradar a la MO suspendida y/o soluble, sin generar los problemas de la toxicidad (Giraldo, 2014), o los microorganismos que posteriormente han podido separarse de las aguas residuales de manera sencilla y económica generalmente por la decantación (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b;

Márquez et al, 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b,2023).

Así que los LRS han estado dentro de los residuos líquidos viables de tratar en los sistemas biológicos y han sido procesados bajo un metabolismo ligeramente influenciado por la presencia de las sustancias inhibitorias y recalcitrantes, tales como los metales pesados, los haluros metálicos, entre otros (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e), lo que ha conducido a obtener las eficiencias de la eliminación de la DQO de bajas a medias.

Algunas de las estrategias para superar las dificultades debido a la presencia de las sustancias inhibitorias y recalcitrantes han sido proporcionar una baja carga orgánica aplicada, que puede lograrse bajo una nueva configuración en el diseño de los reactores anaerobios en etapas múltiples, mediante el aumento de los volúmenes del reactor (Carucci et al., 1999) y el manejo de los TRH (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023).

En Venezuela y en el mundo no se han dispuesto de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS y tampoco para predecir el comportamiento de los FAFA ubicados dentro de los sistemas de etapas múltiples, que han sido dispuestos para la biodegradación de la MO de los LRS con la presencia de las sustancias inhibitorias y recalcitrantes, así como en los medios acuáticos de gran importancia como fuente para el consumo humano, tales como los acuíferos que hayan sido contaminados debido a la actividad antrópica, en los cuales las técnicas de tratamiento por la biorremediación ex-situ han conducido al uso de los biorreactores (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023), los cuales también han sido propuestos para tratar los acuíferos contaminados con los hidrocarburos (Márquez et al., 2022a-e, 2023a) y las aguas superficiales conteniendo los pesticidas organoclorados y las condiciones eutróficas en los ríos vertientes a los principales cuerpos de agua (Márquez et al., 2023b), razón que ha justificado la realización de este estudio para desarrollar los MH y los MA para diseñar y predecir el comportamiento de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, como los reactores anaerobios que han utilizado como el sustrato a biodegradar, a los desechos orgánicos presentes en los LRS (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023).

Así mismo, la escasez de estudios sobre la obtención de los coeficientes cinéticos de los MH y MA para el diseño y la operación de los reactores anaerobios en una revisión de éstos desde 1960 hasta el presente, encontrando al menos uno por cada dos décadas en un tipo particular de reactor anaeróbico (Maldonado et al., 2023,2024a-c), constituyendo la brecha para ser complementada para los FAFA-MFS tratando LRS. Los coeficientes cinéticos de los MH y MA para el diseño y la operación de los FAFA-MFS tratando LRS han consistido de aquéllos asociados a los procesos de transporte (difusión molecular, biosorción) y transformación (tasa de utilización de sustratos orgánicos, actividad-temperatura) de la MO en los LRS en el interfaz líquido residual (LRS) y biopelícula adherida al medio de soporte sólido dentro de los FAFA-MFS. Estos coeficientes cinéticos asociados a los procesos de transporte y transformación de la MO en los LRS han conducido a dar soporte a las eficiencias de remoción de la MO en los LRS, constituyendo mejores criterios de diseño de los FAFA-MFS para contribuir con la comunidad científica y el desarrollo sustentable a escala global (Maldonado et al., 2023,2024a-c).

Alcances y Limitaciones

1. La configuración física de los reactores anaeróbicos ha sido representada por los FAFA de dos fases separadas (DI-FAFS) y de tres fases separadas (TRI-FAFS).
2. La alimentación a los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS se ha hecho con un LRS, conteniendo las sustancias recalcitrantes e inhibitorias del metabolismo microbiano.
3. Las temperaturas del líquido residual alimentando a los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS ha sido fijado en tres niveles, correspondientes a los microorganismos psicrófilos ($< 30\text{ }^{\circ}\text{C}$), y mesófilos ($20\text{-}50\text{ }^{\circ}\text{C}$) (Metcalf y Eddy, 1991, 2003).
4. El establecimiento de un régimen de flujo estacionario, ha estado basado en uno en el cual el vector de la velocidad (V) del flujo no ha dependido del tiempo ($dV/dt=0$), mediante el suministro de una razón de flujo constante hacia los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS,
5. La fijación de las tres COV ha sido configurado, variando entre 2.25 y 4.64 kg DQO $\text{m}^{-3}\text{d}^{-1}$, resultando inmersas dentro de los residuos orgánicos considerados de la baja carga para la actividad microbiana ($< 10\text{ kg DQO m}^{-3}\text{d}^{-1}$) (Schroepfer y Ziemke, 1957; Young y McCarty, 1969).

6. La determinación única medida de los compuestos orgánicos a DQO ha sido realizada a la entrada y salida de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, estimando la eficiencia de la remoción de la DQO en cada uno de ellos.

7. Presencia de las sustancias inhibitorias y recalcitrantes, contenidas en el lixiviado que ha alimentado a los reactores ha influenciado el desempeño del metabolismo microbiano impactando en mayor medida a los coeficientes cinéticos de la biopelícula de los reactores DI-FAFS en comparación con los reactores TRI-FAFS (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f, 2023a,b; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023).

8. La formulación y el desarrollo de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS ha estado basada en los resultados obtenidos en la fase experimental (F1) de las eficiencias en los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS como la respuesta a las condiciones indicadas en el diseño experimental y detallada en la parte metodológica.

9. La formulación y el desarrollo de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS, con respecto a los MH, en la propuesta ha implicado combinar la LCM con ecuaciones empíricas que han representado al componente de transformación de sustratos orgánicos; ecuaciones empíricas del componente de transformación de sustratos orgánicos que han sido probadas experimentalmente para los reactores de cultivo fijo y suspendido en medio aerobio. En cuanto a los MA se han propuesto una combinación de los modelos, que ha conducido a estimar la magnitud de ocurrencia de los procesos de transporte y transformación de los sustratos orgánicos dentro de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.

Capítulo II

Marco Teórico

Esta investigación se ha desarrollado siguiendo el método científico, iniciando con un marco teórico, que abarca los antecedentes, marco contextual, marco legal y marco conceptual, brindando soporte a la investigación en la biotecnología, MH y MA propuestos para analizar la cinética de remoción de la MO contenida en los LRS y diseñar los FAFA-MFS.

Antecedentes

Desde principios del siglo XX, los sistemas de tratamiento biológico cambiaron la configuración física para favorecer la síntesis celular de los sustratos y el crecimiento de los microorganismos (Maldonado et al., 2022). Hasta el presente, los seis tipos de sistemas de tratamiento biológico implementados son (Márquez et al., 2021): 1) STBACS: los LA (Aderm, 1917), 2) STBACA: FP (Velz, 1948), los CBR (Antonie et al., 1974), el biofiltro activado (Arora y Umphres, 1987); 3) SACS: el PCA (Schroepfer y Ziemke, 1957), el digestor anaeróbico (Torpey y Melbinger, 1967), 4) SACA: el FAFA (Young y McCarty, 1969), el reactor de LFFA (Bell et al., 1980; Jeris 1983), el reactor de LEFA (Jewell et al, 1981), el reactor de LFD (Kennedy y Van den Berg, 1981), 5) el crecimiento mixto suspendido-crecimiento adherido: UASB (Lettinga et al.1980), el reactor en lotes secuenciales – SBR (Alleman y Irvine, 1980) y 6) los sistemas multietapas: el ABR-MCS (Bachmann et al., 1985).

Desde la década de 1940 hasta el presente, al comparar los parámetros de diseño experimental de los sistemas de tratamiento biológico de las aguas residuales aeróbicos y los SACA (Maldonado et al., 2018a,b, 2020; Márquez et al., 2021), se encontraron los siguientes aspectos evolutivos: la tendencia a procesar bajas COV asociadas con los desechos de baja carga orgánica ($< 10 \text{ kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$), en contraste con los anaerobios que tienden a tener mayor capacidad de procesar los desechos de baja a alta carga ($> 100 \text{ kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$), 2) la prevalencia de desarrollo bacteriano aerobio psicrófilo ($< 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$) y mesofílico ($< 50 \text{ }^{\circ}\text{C}$) en contraste con la capacidad de estimular el crecimiento bacteriano de los organismos anaerobios psicrófilos a termófilos ($< 75 \text{ }^{\circ}\text{C}$), 3), con bajos TRH en los reactores aerobios, menores de un día, en contraste con las retenciones hidráulicas de bajo a muy altos ($< 150 \text{ h}$) en los anaerobios, 4) las múltiples capas de diferentes medios de soporte (4 -7) en contraste a la inexistencia de éstos en los medios de soporte, 5) la configuración de proceso biológico combinado como biofiltro

activado (LA y FP) en contraste con los sistemas híbridos como los reactores UASB, 6) la relación de la recirculación similar (menor que una cuarta parte del flujo de alimentación), 7) la dirección de flujo único basada en los filtros de flujo descendente en contraste con las diferentes alternativas de las unidades que funcionan con los filtros de flujo descendente o ascendente (Maldonado et al., 2018a,b, 2020; Márquez et al., 2021).

Los STBACA han sido representados principalmente por el FP (Velz, 1948; Schulze, 1960; Germain, 1966), caracterizado por tener una diferencia significativa en comparación con los SACA para las aguas residuales (Young y McCarty, 1969; Kennedy y Van den Berg, 1981; Bell et al., 1980; Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al., 2021, 2022a-e; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023), los cuales fueron influenciados principalmente por el tratamiento de los residuos de bajas cargas orgánicas, así como por las sustancias inhibitorias y/o recalcitrantes, realizando una función metabólica que se complementó en la década de 1980, mediante la incorporación de la combinación con un reactor de LA en la configuración del sistema conocido como biofiltro activado (Arora y Umphres, 1987), mientras que los procesos anaeróbicos se probaron en las condiciones extremas experimentales al tratar una COV superior a 10 veces a aquella de los FP (Young y McCarty, 1969; Kennedy y Van den Berg, 1981; Bell et al., 1980; Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al., 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023).

A mediados de la década de 1980, el reactor ABR-MCS (Bachmann et al., 1985) surgió como una estrategia para superar las dificultades debido a las sustancias inhibitorias y/o recalcitrantes, mediante la alimentación a bajas COV. Dentro de los filtros anaeróbicos de etapas múltiples, Maldonado et al. (2018a, b, 2020) propusieron los DI-FAFS y TRI-FAFS, como los reactores anaerobios para biodegradar los desechos orgánicos tratando los residuos de baja carga sobre la población y la actividad microbiana. Las COV alimentaron a un medio acuoso que mantuvo las temperaturas ajustadas para los metabolismos fermentativos de las bacterias psicrófilas y las bacterias mesófilas, justificando la variación en las eficiencias de eliminación de la DQO que varió de bajo a medio para el reactor DI-FAFS y en alto para el reactor TRI-FAFS (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al., 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023).

A la escala experimental, Márquez y Navas (2002) evaluaron la remoción de la MO en un reactor construido de biopelícula sumergida aireada para remover las cargas orgánicas de un afluente sintético con $\text{DBO}_{5,20}$ variando entre 296 y 409 mg L^{-1} , y DQO entre 1281 y 1580 mg L^{-1} . Las condiciones del medio dentro del reactor biopelícula sumergida aireada reportaron el pH variando entre 6 y 9, el oxígeno disuelto (OD) entre 2 y 8 mg/L , el espesor de la biopelícula varió entre 0.5 y 3 mm. Mediante la aplicación de las tres cargas hidráulicas superficiales (CHS), 2.5, 5 y 7.5 $\text{L m}^{-2}\text{d}^{-1}$, la eficiencia de la remoción de $\text{DBO}_{5,20}$ y la DQO resultó las más alta para la menor carga hidráulica correspondiendo a 96-98 % y siendo reducida para las cargas más altas en 69-76 %, respectivamente.

A la escala real, Márquez y Guevara (2004) evaluaron un sistema de tratamiento de las aguas residuales de una industria avícola, incluyendo como unidades de tratamiento, el tanque de igualación (TI), la unidad de flotación por aire disuelto, los LA, los CBR y el sistema de cloración, así como una unidad de deshidratación de lodos purgados desde las unidades de tratamiento primario y secundario - reactores biológicos-, con un afluente conteniendo los valores promedios de la $\text{DBO}_{5,20}$ de 1087 mg L^{-1} , la DQO de 2541 mg L^{-1} , los aceites y grasas de 221 mg L^{-1} , el nitrógeno total 151 mg L^{-1} y el fósforo total 24 mg L^{-1} . La DQO fue reducida como sigue: TI (2540 mg L^{-1}), sedimentador primario (760 mg L^{-1}), el sedimentador secundario del reactor de los lodos activados (140 mg L^{-1}) y el sedimentador secundario del CBR (70 mg L^{-1}). El efluente del sistema resultó menor al valor admisible en la legislación ambiental venezolana: la $\text{DBO}_{5,20}$ de 20 mg L^{-1} ($< 60 \text{ mg L}^{-1}$), la DQO de 70 mg L^{-1} ($< 350 \text{ mg L}^{-1}$), los aceites y grasas de 5 mg L^{-1} ($< 20 \text{ mg L}^{-1}$), el nitrógeno total 5 mg L^{-1} ($< 40 \text{ mg L}^{-1}$), y el fósforo total 5 mg L^{-1} ($< 10 \text{ mg L}^{-1}$).

En la UNIPAMPLONA, varios estudios se han desarrollado para tratar los LRS La Cortada, mediante los reactores biológicos de la película fija. Maldonado Maldonado y Hernández Ojeda (2016a) evaluaron el desempeño en la remoción de DQO desde un reactor experimental CBR de cinco (05) etapas con 45 discos en total. La $\text{DBO}_{5,20}$ afluente fue 2900 mg L^{-1} y la DQO de 7500 mg L^{-1} . Tres cargas orgánicas superficiales fueron aplicadas, siendo los respectivos rangos de las eficiencias de remoción y el período de la estabilización que fueron obtenidos: 12 g DQO $\text{m}^2 \text{d}^{-1}$, 60-62 %, 6-8 días; 20 g DQO $\text{m}^2 \text{d}^{-1}$, 70-72 %, 4-6 días; y 25 g $\text{DBO}_{5,20} \text{m}^2 \text{d}^{-1}$, 47-48 %, 4-6 días, respectivamente. En otro estudio, para el tratamiento biológico de los LRS La Cortada, Maldonado Maldonado y Toloza Vargas (2017) evaluaron el desempeño en la remoción de DQO desde el FP también a la escala experimental. La $\text{DBO}_{5,20}$ fue 10 000 mg L^{-1} , y la DQO de 18 000 mg L^{-1} . El FP se operó con las tres COV: $\text{COV}_1 = 2.66 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$, $\text{COV}_2 = 5.33 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$, $\text{COV}_3 = 8.0 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$, obteniendo las eficiencias de remoción de la DQO de 68.3 %, 78.3 % y 75.5 %, respectivamente.

Otros dos tipos de los reactores anaeróbicos fueron evaluados para el tratamiento biológico de los LRS La Cortada; el UASB (Maldonado Maldonado y Flores Peña, 2018a) y el Reactor Anaerobio a Pistón (RAP) (Maldonado Maldonado y Granados, 2018). El UASB se operó con un TRH de 9 horas, con una DQO pre-sedimentada que varió entre 5000 - 6300 mg L⁻¹ con pH = 8.27 -7.84 y con tres COV: COV₁ = 13.31 kg m⁻³d⁻¹, COV₂ = 15.98 kg m⁻³d⁻¹, COV₃ = 18.64 kg m⁻³d⁻¹, obteniendo las eficiencias de remoción en promedio de la DQO de 72 %; 83 % y 79 % respectivamente, mientras que el RAP se operó con un TRH de 15 horas, con una DQO que varió entre 10 560 y 12 540 mg L⁻¹ y con tres COV: COV₁ = 6.3 kg m⁻³d⁻¹, COV₂ = 7.56 kg m⁻³d⁻¹, COV₃ = 8.82 kg m⁻³d⁻¹, obteniendo las eficiencias de la remoción de DQO de 78.87 %; 82.04 % y 85.41 %, respectivamente.

Con respecto a los FAFA-MFS, la separación en dos fases de la proporción volumétrica 80%/20% (DI-FAFS) (Maldonado Maldonado y Rodríguez Chona, 2016) y las tres fases de la proporción volumétrica 80%/10%/10% (Maldonado Maldonado, Leal Carrillo y Serrano García, 2016c; Maldonado Maldonado y Velandia Camargo, 2017d; Maldonado Maldonado y Roza Barrera, 2019a; Maldonado Maldonado, Rivera Romero y González Mariño, 2019b) con una COV (1.7 – 10.6 kg m⁻³d⁻¹) para las temperaturas de 20 °C, 27 °C y 34 °C a la escala piloto reportaron las eficiencias de remoción de 70-72 %, 90-98 % y 78-90 %, respectivamente.

El desempeño en el tratamiento de los LRS de los FAFA de dos fases, DI-FAFS (Maldonado et al., 2017a), y TRI-FAFS (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f), se ha estimado en función de la relación entre las profundidades en la primera fase del 20 %, 50 % y 80 % de la altura total del filtro y en la fase secundaria con las profundidades complementarias del 80 %, 50 % y 20 % respectivamente, alimentados con los LRS, con las concentraciones orgánicas intermedias y con un pH > 8, operados con las tres COV (2.25 kg m⁻³d⁻¹, 3.45 kg m⁻³d⁻¹, y 4.64 kg m⁻³d⁻¹), las tres temperaturas de 20 °C, 27 °C y 34 °C y TRH de 18 ± 0.5 horas. En los reactores DI-FAFS se obtuvieron las eficiencias en la eliminación de la MO de hasta 72 % DQO, con una relación volumétrica (o relación de alturas con el mismo diámetro) de F1/F2 = 20% / 80 % y en los rectores TRI-FAFS fue posible aumentar las eficiencias hasta 95 % DQO con las relaciones volumétricas de la F1/F2/F3 de 10 % / 10 % / 80 %, obteniendo los reactores óptimos para tratar los líquidos residuales orgánicos con alta eficiencia, con un gran beneficio económico y ambiental (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f, 2023a,b).

En los filtros biológicos anaerobios, la utilización del sustrato soluble biodegradable para la síntesis de la masa activa ha sido modelada mediante una relación tipo Monod (Monod, 1942, 1949),

formulada por Lawrence y McCarty (1969), que vincula a la concentración de sustrato almacenado con la tasa de crecimiento específica de los organismos activos (Ekama y Marais, 1979). La ecuación de Monod (Monod, 1942,1949) se ha obtenido de la relación hiperbólica para la cinética microbiana de los sustratos orgánicos biodegradables obtenidos por Michaelis y Menten (1913). En el modelo de la cinética microbiana, se supuso que la célula constaba de una parte activa, y una parte inactiva, ya que podía extenderse a los componentes dentro de la biopelícula. Las reacciones intracelulares han sido alimentadas por los diferentes sustratos transportados desde el medio de la fermentación a través de la membrana celular. Junto con la utilización de los componentes intracelulares, los productos metabólicos han sido formados y excretados de vuelta al medio a través de los procesos transmembrana (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023).

Para los FP, Atkinson et al. (1974) adaptaron la ecuación de Monod generada en las condiciones experimentales que han mostrado que los sustratos o los nutrientes para el crecimiento de los microorganismos han estado presentes en las cantidades limitadas. La ecuación obtenida ha descrito el flujo de la MO hacia la película biológica. La ecuación propuesta por Atkinson et al. (1974) se aproximó mediante la integración entre los límites que comprenden el sustrato de entrada y de salida desde los filtros, así como la profundidad del filtro, obteniendo una expresión que representa a la ley de Velz. Velz (1948) afirmó que la tasa de extracción de los compuestos orgánicos por intervalo de la profundidad de un lecho biológico era proporcional a la concentración restante de los compuestos orgánicos (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022^a-e; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023).

Para los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, Maldonado et al. (2017, 2018a-e, 2020, 2022a,b) y Márquez et al. (2021, 2022a-f), han propuesto la estructura derivada la ecuación de Monod modificada (Monod, 1942, 1949), y la ley de Velz (Velz, 1948), los parámetros y las variables se han explicado usando las ecuaciones empíricas. La propuesta también abarcó combinar las ecuaciones de transporte y transformación de sustratos dentro del FAFA-MFS.

Se planteó también crear las expresiones matemáticas empíricas para un FAFA con un medio de soporte de plástico, las ecuaciones que se han basado en las propuestas por Germain (1966) y Albertson y Davis (1984), realizando una serie de combinaciones de las ecuaciones a partir de las propuestas por Van't Hoff (1884), Schulze (1960), Germain (1966), Albertson y Davis (1984) y otras

combinaciones, tomando como base las ecuaciones obtenidas por Schulze (1960), Germain (1966) y Albertson y Davis (1984).

Maldonado et al. (2023a,b) formularon, calibraron y validaron MH y MA para el diseño de FAFA-MFS para la remoción de la MO de los LRS. Se presentaron tres novedades, el tipo de reactor, los modelos de diseño y los coeficientes cinéticos. Los FAFA se separaron en dos y tres fases identificadas como UAF-2SS (DI-FAFS) y UAF-3SS (TRI-FAFS). Se ha propuesto la formulación, calibración y validación de estructuras matemáticas de MH y cinco MA para cada reactor. Los MH se basan en la LCM, estimando el componente de transformación de la MO dentro de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS a partir de ecuaciones empíricas que han sido probadas en reactores de cultivo aeróbico, adaptadas a los factores experimentales, incluyendo entre éstos, aquellos bajo condiciones advectivas no estacionarias basadas en la ley de Velz, la ley de Phelps y la ecuación de Monod. Los MA combinan los componentes del transporte molecular por procesos de biosorción y difusión molecular, con adaptaciones de la ecuación de Stack y la ley de Fick, así como la transformación de sustratos orgánicos por la biomasa, cuyos coeficientes cinéticos contribuyen a explicar la fracción en la que se encuentra la biomasa dentro de los biorreactores y se están produciendo los procesos de la movilidad y la transformación bioquímica de la MO.

Maldonado et al. (2024a) estimaron la cinética de crecimiento de las células microbianas, la utilización de sustratos orgánicos y la producción de metano en los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS tratando LRS, bajo tres temperaturas (20, 27, y 34 °C), alimentados con COV para DI-FAFS (1.8, 2.25, 2.76, 3.45, 3.71, 4.64 kgDQO m⁻³d⁻¹) y TRI-FAFS (1.7, 2.25, 2.44, 2.6, 3.15, 3.45, 3.5, 4.57, 4.64, 6.31, 11.61, 14.18, 17.48 kgDQO m⁻³d⁻¹). Los parámetros cinéticos se obtuvieron a temperaturas (20-34 °C), pH (8.8-9.1), cada una de las tres etapas dentro de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS conteniendo bacterias metanogénicas (*Methanococcus* sp y *Methanobacterium* sp) y *Clostridium* sp: La tasa máxima de utilización de sustrato ($r_{m,s}$) resultó en 10² mg DQO L⁻¹h⁻¹, la tasa máxima de crecimiento de células microbianas (r_g) varió 10² - 10³ UFC (unidades formadoras de colonias) mL⁻¹h⁻¹, tasa de producción de metano (CH₄) (r_{m,CH_4}) tendió a variar 10⁰-10¹ mg CH₄ d⁻¹ y el coeficiente máximo de producción de biomasa (Y) varió 0-10² UFC mL⁻¹ h⁻¹ mgDQO⁻¹ L⁻¹ h⁻¹.

Maldonado et al. (2024b) desarrollaron una aproximación para MH y MA del diseño de reactores de biomasa fija y suspendida para la remoción de MO de los LRS. Cinco biorreactores, que comprenden CBR, FP, UASB, DI-FAFS y TRI-FAFS fueron evaluados mediante el tratamiento de la MO expresada por la DQO contenida en los LRS producidos en dos RS. Con respecto a los MH y

MA, el mejor desempeño en la aproximación de los valores medidos en la relación Se/Si a los resultados predichos de los modelos fueron las ecuaciones para los reactores UAF-2SS y UAF-3SS. Los MH se componían de una combinación de la LCM y ecuaciones para estimar el proceso de transformación (tasa de utilización del sustrato), así como el proceso de transporte (difusión molecular). Los MA consistieron en una combinación de modelos de procesos de transporte (sorción-desorción y difusión molecular) y modelos de transformación basados en la tasa de utilización del sustrato por parte de los microorganismos.

Maldonado et al. (2024c) evaluaron la tasa de utilización de sustratos orgánicos contenidos en LRS por reactores de biomasa fijos y suspendidos. Se diseñaron, construyeron y probaron cinco biorreactores para la eliminación de la DQO mediante la aplicación de tres niveles de carga orgánica en el afluente para CBR (12, 20, 25 g DQO m⁻²d⁻¹), FP (2.67, 5.33, 8 kg DQO m⁻³ d⁻¹), UASB (13.31, 15.98, 18.65 kg DQO m⁻³ d⁻¹), DI-FAFS (3.71, 2.76, 1.8 kg DQO m⁻³ d⁻¹), TRI-FAFS ((2.25, 3.45, 4.44 kg DQO m⁻³ d⁻¹) Se calibraron y validaron dos ecuaciones para predecir la tasa de utilización de sustrato (SUR, por sus siglas en inglés) de compuestos orgánicos por los microorganismos, modeladas bajo una condición de estado no estacionario. El modelo para predecir SUR fue modificado incorporando el coeficiente actividad-temperatura contenido en la ecuación de Van't Hoff (1884). El coeficiente de máxima SUR se obtuvo fijando condiciones experimentales controladas de pH (8-9) y temperaturas para los FAFA (UAF, por sus siglas en inglés) (20, 27 y 34 °C) y el resto de los reactores (18 – 20 °C). SUR resultó para UASB (-400 a -800 mg DQO L⁻¹h⁻¹, 70 a 85 %), seguido por TRI-FAFS (-100 a -300 mg DQO L⁻¹h⁻¹, 85 a 95 %), DI-FAFS (-100 a -200 mg DQO L⁻¹h⁻¹, 70 a 85 %), CBR y FP (-50 a -250 mg DQO L⁻¹h⁻¹, 70 a 80 %). Estos resultados estuvieron influenciados principalmente por la disposición estructural de los compuestos orgánicos a ser biodegradados y la configuración geométrica de los biorreactores en múltiples etapas separadas conduciendo a causar que la influencia de la solubilidad de las sustancias recalcitrantes alcanzase niveles sub-inhibitorios para el metabolismo microbiano.

Márquez et al. (2021, 2022a-f, 2023a,d, 2024a) diseñaron una propuesta de remediación ex situ e in situ, para el tratamiento de los suelos y las aguas subterráneas contaminadas con los hidrocarburos en un acuífero tropical ocasionado por las fugas de los tanques subterráneos en una estación de servicio de combustibles de Venezuela, recomendándose la propuesta ex situ por dos aspectos principales, la inhibición microbiana por la presencia de los metales pesados y los múltiples estratos con diferentes materiales del suelo en la interfaz entre la zona no saturada y saturada, donde se encontraron las concentraciones de los hidrocarburos más significativas, soportado en los estudios del

transporte y la transformación de los contaminantes orgánicos en el medio acuático realizados por Márquez et al. (2021, 2022a-f) y Cárdenas et al. (2021a,b,2022a,b, 2023). La propuesta de la remediación incluyó para el tratamiento de los suelos, el acoplamiento de un reactor secuencial por lotes suelo-lodo (SS-SBR), y el FAFA de tres fases separadas (TRI-FAFS) (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f). Para el tratamiento de las aguas subterráneas se estableció la secuencia del SBR (Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021) en secuencia con un reactor TRI-FAFS (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f,2020,2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023). La primera fase estuvo representada por el SS-SBR para la biorremediación ex-situ de los suelos de la estación de servicio de combustibles, configurando una eficiencia de remoción de los DQO del 80 %. Se estableció que el SS-SBR ha cumplido con las funciones para el tratamiento de las aguas subterráneas operando como SBR, eliminando el 60% de la DQO. Para la segunda fase, un filtro anaeróbico de flujo ascendente separado en tres fases (TRI-FAFS) fue diseñado para garantizar una eficiencia de la eliminación de la DQO del 99 % (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023).

Márquez et al. (2023b,c,e, 2024b) abordaron un enfoque para la restauración de la calidad del agua con el énfasis en la remoción de los plaguicidas organoclorados (POC) y las condiciones eutróficas en los ríos tropicales, causando influencia en el manejo del acueducto regional del centro, como la fuente de abastecimiento de agua para el consumo humano (4 millones personas) y la producción industrial en los estados de Carabobo, Cojedes y Aragua, Venezuela, probando las técnicas de la fitorremediación (biorremediación in situ) a través de especies de *Vetiveria zizanioides* y los biorreactores acoplados (biorremediación ex situ), el SBR seguido de un TRI-FAFS. Están involucrados cinco ríos conocidos como Chirgua, Paito Guacara, Ereigüe y Tucutunemo, cuyas aguas han sido catalogadas como hipereutróficas, y que han contenido POC. Como muestra, para el río Tucutunemo, se incluyeron POC al DDT (diclorodifeniltricloroetano) y sus isómeros y DRINs (Aldrin, Endrin y Dieldrin) disueltos en agua y adsorbidos en sedimentos, los cuales fueron medidos durante las épocas seca y lluviosa en el período 2013 a 2016, en tres estaciones de monitoreo distribuidas en un tramo de 15 km. Los resultados indicaron que la concentración de p,p'-DDT disuelto en el agua se incrementó hasta 10 veces desde la estación lluviosa hasta la seca, lo que ha indicado que se ha llevado a cabo un uso permanente del mismo por parte de los agricultores en el desarrollo de la actividad agrícola. Las concentraciones constantes de los isómeros DDT (p. ej., p,p'-DDD y p,p'-DDE) y los isómeros de aldrín (p. ej., dieldrín) demostraron que los procesos de

biodegradación anaeróbica y aeróbica ocurrían a lo largo del río y entre estaciones climáticas (Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023). A escala experimental, el sistema hidropónico *Vetiveria zizanioides* desarrollado durante un período de seis meses para la eliminación de nutrientes demostró las eficiencias de eliminación moderadamente bajas a altas. Con respecto a los biorreactores acoplados, cada biorreactor ha sido probado experimentalmente, demostrando un desempeño satisfactorio en la remoción de la DQO de ARI que contienen sustancias inhibitoras y recalcitrantes (46-98 %), que se estimó en el afluente en un rango de 3500 a 5500 mg L⁻¹, lo que ha demostrado que el acoplamiento de los biorreactores ha podido conducir a una DQO del efluente que ha cumplido con las normas ambientales.

Marco Contextual

La presente investigación ha sido realizada a escala de laboratorio, con los FAFA-MFS, alimentados con los LRS (sustrato). Para los LRS se ha buscado que hayan sido concentrados orgánicamente y caracterizados, habiendo sido aplicados con las cargas orgánicas volumétricas, a las diferentes temperaturas, con el caudal constante y los tiempos de retención predefinidos (Maldonado et al., 2017a, 2018a-e, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f).

Una vez se han logrado las máximas eficiencias en los FAFA-MFS se ha propuesto determinar, en las condiciones estables, las relaciones volumétricas óptimas entre las diferentes fases en que se ha dividido el cuerpo del reactor.

Se ha pretendido que los resultados experimentales obtenidos hayan sido la base de los datos para calibrar y validar estadísticamente, las formulaciones matemáticas de los MH y los MA para los FAFA-MFS donde las relaciones volumétricas entre las fases, junto con otros parámetros como la COV y la temperatura de operación, han permitido encontrar los modelos para los FAFA-MFS. Se ha de aclarar que en este estudio todas las mediciones de las eficiencias de remoción de los compuestos orgánicos se han realizado en términos de la DQO total (Maldonado et al., 2017a, 2018a-e, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f).

Marco Legal

Los vertimientos líquidos de las aguas residuales generalmente se han permitido ser descargados en las redes de alcantarillado, los cuerpos de aguas superficiales y en el mar, cumpliendo siempre con las legislaciones vigentes.

Norma de Vertimientos Venezolana

En la Gaceta Oficial No. 5021 - Decreto No. 883 del 11 de octubre de 1995 se han establecido las normas para la clasificación y el control de la calidad de los vertidos o los efluentes líquidos, que han provenido de la comunidad, la industria, la granja u otro establecimiento, con el contenido de los materiales disueltos y los materiales suspendidos. En las Secciones III, IV y V, y los artículos 10, 12 y 15 respectivamente, han sido establecidos los límites máximos para los parámetros físico-químicos y los parámetros biológicos en los vertimientos de las aguas residuales sobre los cuerpos de agua, el medio marino-costero y sobre las cloacas. Esta legislación no ha establecido los rangos para la remoción de las cargas contaminantes, pero sí ha indicado los valores máximos permitidos en los vertimientos: la $\text{DBO}_{5, 20}$ de 60 mg L^{-1} , la DQO de 350 mg L^{-1} y el pH entre 6 – 9, con los sólidos flotantes ausentes y los sólidos suspendidos de 80 mg L^{-1} y los sólidos sedimentables (SS) de 1.0 mL L^{-1} y con los organismos coliformes totales presentes en un número más probable $\text{NMP} \leq 1000 \text{ NMP/100 mL}$, en el 90 % de una serie de muestras consecutivas, pero nunca superior a 5000 NMP/100 mL .

Sin embargo, los valores permisibles para los vertimientos de las cloacas han sido: la $\text{DBO}_{5, 20}$ de 350 mg L^{-1} , la DQO de 900 mg L^{-1} , los sólidos flotantes ausentes, los sólidos suspendidos de 400 mg L^{-1} , los sólidos totales (ST) de 1600 mg L^{-1} , aunque estos han debido ser también tratados antes de verter y han debido obviamente cumplir con esta norma (Tabla 1).

Normas de Vertimientos Internacionales

Se han incluido las siguientes:

Norma Colombiana. En Colombia ha sido obligatorio para quienes hayan generado las aguas residuales y han vertido a los cuerpos de las aguas superficiales o al alcantarillado público, en cumplimiento de la Resolución No. 0631 del 2015 (Minambiente de Colombia, 2015). El artículo 8 ha establecido los parámetros físico-químicos (no microbiológicos) para los vertimientos de las ARD con las cargas másicas: entre 0 – $625 \text{ kg DBO}_{5, 20} \text{ d}^{-1}$, los valores máximos de $70 \text{ mg DBO}_{5, 20} \text{ L}^{-1}$, $150 \text{ mg DQO L}^{-1}$ y el pH de 6 – 9, con los sólidos suspendidos totales (SST) de 70 mg L^{-1} y los SS de 5.0 mL L^{-1} ; para las cargas másicas entre: $625 \text{ kg DBO}_{5, 20} \text{ d}^{-1}$ y $3000 \text{ kg DBO}_{5, 20} \text{ d}^{-1}$, los valores máximos de $90 \text{ mg DBO}_{5, 20} \text{ L}^{-1}$, $180 \text{ mg DQO L}^{-1}$ y el pH entre 6 – 9, con los SST de 90 mg L^{-1} y los SS de 5.0 mL L^{-1} y para las cargas másicas mayores de $3000 \text{ kg DBO}_{5, 20} \text{ d}^{-1}$, con los valores máximos de 70 mg

DBO_{5, 20} L⁻¹, 150 mg DQO L⁻¹ y el pH entre 6 – 9, los SST de 70 mg L⁻¹ y los SS de 5.0 mL L⁻¹ (Tabla 1).

Norma Japonesa. El gobierno japonés creó el estándar nacional de los vertimientos directos a los cuerpos de agua, mediante la ley de control de la contaminación del agua (Ministry of the Environmental. Government of Japan, 1995), listó los contaminantes de control y las concentraciones límites que han debido ser cumplidas por cualquier fuente que haya descargado los residuos líquidos a los cuerpos de agua superficial. En esta ley se establecieron los valores máximos permisibles de: la DBO_{5, 20} de 120 mg L⁻¹, la DQO de 120 mg L⁻¹, el pH de 5.80 – 8.60 y los SST de 120 mg L⁻¹ (promedios diarios) (Tabla 1).

Norma Francesa. La Ley No. 92-3 de 3 de enero de 1992 ejerció en Francia el control de los vertimientos líquidos a los cuerpos de agua (Ministerio del ambiente de Francia, 1992) y determinó los valores permisibles de: la DBO_{5, 20} de 100 mg L⁻¹ para la carga < 30 kg d⁻¹ y de 30 mg L⁻¹ para la carga > 30 kg d⁻¹, DQO de 300 mg L⁻¹ para la carga < 100 kg d⁻¹ y de 125 mg L⁻¹ para la carga > 100 kg d⁻¹ con los SST de 100 mg L⁻¹ para la carga < 15 kg d⁻¹ y de 35 mg L⁻¹ para la carga > 15 kg d⁻¹ y el pH entre 5.5 – 8.5 (Ministerio de Ecología, 1992) (Tabla 1).

De lo anterior se ha observado que los residuos líquidos domésticos con las concentraciones de los contaminantes orgánicos DBO_{5, 20} > 60 mg L⁻¹, tanto en Venezuela, como en los otros países del mundo han requerido el tratamiento antes de realizar el vertimiento a un cuerpo de agua.

Tabla 1

Comparación entre parámetros máximos permisibles () en vertimientos puntuales*

Parámetro	Unidades	Decreto 883 de 1995 República Bolivariana de Venezuela	Resolución No. 0631 República de Colombia*	Ley No. 92-3 Francia	Ley de Control de Contaminación del Agua
pH	-	6-9	6-9	5.5 – 8.5	5.80 – 8.60
DBO _{5, 20}	mg L ⁻¹	60	90	100	120
DQO	mg L ⁻¹	350	180	300	120
Sólidos	mg L ⁻¹	80	90	100	120

Nota: * límites para carga másica entre 0 – 625 kg d⁻¹

Valores máximos en vertimientos en cuerpos de aguas superficiales, según legislación ambiental internacional.

Fundamentos Teóricos

Tratamientos Anaerobios

Han sido definidos como bioprocesos caracterizados por la transformación (no destrucción) de la MO a metano y dióxido de carbono, en ausencia del oxígeno, con la interacción simbiótica entre las diferentes poblaciones bacterianas. El proceso ha sido afectado por varios parámetros químicos como el pH y la alcalinidad que son de gran importancia (Pérez y Torres, 2008). Los bioprocesos se han llevado a cabo con alta reducción de la DBO_{5, 20}, con baja a media producción de lodos y del biogás que ha debido ser reutilizado (Chaux, Rojas, y Bolaños, 2009).

En los tratamientos anaerobios, la conversión de la MO se produce en tres etapas. El primer paso del proceso comporta la transformación por la vía enzimática (hidrólisis) de los compuestos de alto peso molecular en los compuestos que puedan servir como la fuente de energía y del carbono celular. El segundo paso, la acidogénesis, ha implicado la conversión bacteriana en los compuestos intermedios identificables de menos peso molecular. El tercer paso (la metanogénesis), ha supuesto la conversión bacteriana de los compuestos intermedios en los productos finales más simples principalmente, el metano y el dióxido de carbono. El gas metano así producido ha sido altamente insoluble, y su desprendimiento de la solución representa la estabilización real del residuo (Metcalf y Eddy, 1991, 2003).

En un digestor, la conversión de los fangos orgánicos y de los residuos ha sido llevada a cabo mediante la acción conjunta de los diferentes organismos anaerobios. Un grupo de los microorganismos se ha ocupado de la hidrolización de los polímeros orgánicos y de los lípidos para formar los elementos estructurales básicos como los monosacáridos, los aminoácidos y los compuestos relacionados con éstos. Un segundo grupo de bacterias anaerobias ha fermentado los productos de la descomposición para producir los ácidos orgánicos simples, de los que el que se ha presentado con mayor frecuencia en los digestores orgánicos, es el acético. Este grupo de microorganismos que ha recibido el nombre de no metanogénicos, ha estado formado por las bacterias facultativas, y las bacterias anaerobias estrictas, aunque de forma colectiva se han conocido como las bacterias “formadoras de ácidos”. Entre las bacterias metanogénicas que se han podido aislar en los digestores se encuentran: *Clostridium* spp, *Peptococcus anaerobus*, *Bifidobacterium* spp, *Desulphovibrio* spp, *Corynebacterium* spp, *Lactobacillus*, *Actinomyces*, *Staphilococcus* y *Escherichia coli*.

Un tercer grupo de microorganismos ha convertido al hidrógeno y el ácido acético originado por las bacterias formadoras de los ácidos en gas metano y el dióxido de carbono. Las bacterias responsables de este proceso han sido las bacterias anaerobias estrictas y se las ha conocido como las bacterias metanogénicas. Los principales géneros de los microorganismos que se han identificado han incluido los bastoncillos [*Methanobacterius*, *Methanobacillus*] y las esferas [*Methanococcus* y *Methanosarcina*].

Ha sido importante tener presente, que las bacterias generadoras de metano sólo han podido emplear determinados sustratos para llevar a cabo su función. En la actualidad se sabe que las sustancias que han servido como el sustrato a los organismos metanogénicos han sido: el formiato, el acetato, el metanol, las metilaminas, y el monóxido de carbono. Las reacciones típicas de la producción de energía ligadas a estos compuestos han sido las siguientes:



En un digestor anaerobio, las dos vías principales de la producción de metano han sido: 1) la conversión del hidrógeno y el dióxido de carbono en el metano y el agua (Ecuación 1) y 2) la conversión del acetato y el dióxido de carbono en el metano y el agua (Ecuación 3). Los organismos metanogénicos y los acidogénicos han compartido una relación sintrópica en la que los metanógenos convierten en el metano y el dióxido de carbono y los productos finales de la fermentación, tales como el hidrógeno, el formiato o el acetato. Los metanógenos han sido capaces de utilizar el hidrógeno producido por los organismos acidogénicos debido a su eficacia en la hidrogenesis. Debido a que los organismos metanogénicos han sido capaces de mantener la presión parcial del hidrógeno a los valores extremadamente bajos, el equilibrio de las reacciones de la fermentación se ha desplazado en el sentido de la formación de los productos finales más los oxidados (por ejemplo, el formiato y el acetato). La utilización del hidrógeno producido por los acidogénicos y otras bacterias anaerobias por parte de los organismos metanogénicos, lo que se ha conocido con el nombre de la transferencia de

hidrógeno entre las especies. De hecho, las bacterias metanogénicas han eliminado los compuestos que han podido inhibir el crecimiento de los organismos acidogénicos.

Procesos Anaerobios

Según la manera de formarse de los cultivos bacterianos, han sido tres los procesos de tratamiento más importantes (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023):

Procesos Anaerobios de Cultivo Fijo. Han sido los bioprocesos anaerobios que han empleado un medio sólido natural o sintético para adherir la biomasa a la superficie de una estructura o el medio de soporte, que ha podido estar fijo o en movimiento con respecto al flujo residual

Procesos Anaerobios de Cultivo en Suspensión. Procesos de tratamiento biológico anaerobios que han reducido la MO en ausencia de oxígeno molecular y la han convertido en el metano y el dióxido de carbono, sin que haya sido necesario utilizar un medio de soporte de la biomasa y donde la biodegradación se ha dado en un sistema cerrado de la mezcla completa donde se han considerado al menos tres tipos de sistemas: de contacto, de manto y fluidizados.

Sistemas de Doble Proceso. Ha sido una tercera clasificación que han abarcado la biomasa fija y la biomasa suspendida en un solo tren de tratamiento para reducir la MO y los nutrientes.

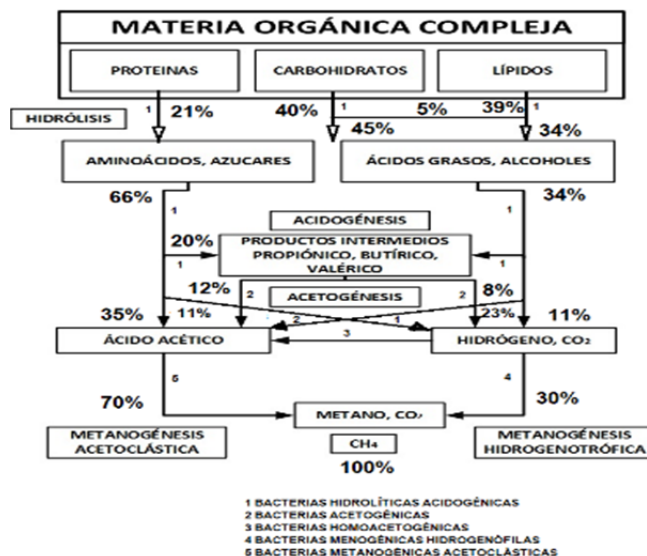
Procesos de la Digestión Anaerobia

A la digestión anaerobia Pasteur la definió como la “vida sin aire” donde el término “aire” ha hecho referencia al oxígeno, en la biodegradación de los compuestos orgánicos de las aguas residuales (Metcalf y Eddy, 1991, 2003), mediante los procesos desarrollados para la biometanización de los compuestos orgánicos en la ausencia de oxígeno libre, realizados por un grupo complejo de bacterias, facultativas, anaeróbicas y otras estrictamente anaeróbicas, donde los sustratos claves han sido el acetato, el dióxido de carbono y el hidrógeno, que han convertido la MO en el metano, en un proceso simbiótico de varios grupos bacterianos. En la se visualizan los procesos del metabolismo y la digestión anaerobia conformada mediante una combinación de los conceptos de varios investigadores (Maldonado et al., 2017a, 2018a-e, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023).

En la Figura 1 se indican las vías, los porcentajes de uso metabólico y las bacterias que participan en cada uno de los procesos de la formación de los productos intermedios característicos de cada etapa.

Figura 1

Etapas más representativas del metabolismo anaerobio



Nota: Tomado de Pavlostathis y Giraldo (1991), Madigan et al. (2003), Van Haandel y Lettinga (1994) y Esteban Gutiérrez (2014).

De manera general la digestión anaerobia se ha desarrollado en dos grandes etapas:

Etapas No Metanogénica. Ha sido conocida como aquella donde las macromoléculas orgánicas de la estructura compleja (proteínas, grasas, carbohidratos) han sido desdobladas y convertidas en moléculas simples, para ser llevadas posteriormente a los AGV y acético, obteniéndose como el producto de esta fermentación el dióxido de carbono y el hidrógeno, la acción microbiológica donde han intervenido un complejo consorcio bacteriano y cada grupo ha realizado una acción particular. Los investigadores, Parkin y Owen (1986) subdividieron la etapa no metanogénica en:

Hidrólisis. Ha sido identificado como el bioproceso donde las macromoléculas orgánicas e insolubles y los compuestos de mayor masa molecular han sido hidrolizados y transformados por la acción de las enzimas extracelulares de las bacterias hidrolíticas, que han roto los enlaces en una reacción química con el agua, produciendo los carbohidratos en pocas horas, mientras que las

proteínas y los lípidos se han roto en pocos días; pero la lignocelulosa y la lignina se han degradado lentamente y de forma incompleta (Deublein y Steinhauser, 2011; Gerardi, 2003). Los nuevos compuestos formados han sido solubles y más simples como los monosacáridos, los aminoácidos y otros compuestos orgánicos simples, como la glucosa, el glicerol, las purinas y las piridinas, los azúcares simples, los AGV y los aminoácidos (Adekunle y Okolie, 2015).

Acidogénesis. Ha sido conocido como un proceso donde la MO disuelta ya desdoblada en la hidrólisis ha sido rápidamente transformada en los AGV por las bacterias heterogéneas fermentativas, predominantemente por las bacterias acidogénicas, aunque se han reportado pequeñas poblaciones de los protozoos y los hongos.

Acetogénesis. Ha consistido de un bioproceso con las reacciones endergónicas (Gerardi, 2003), donde los productos de la acidogénesis (los AGV, el etanol y algunos compuestos aromáticos) han sido transformados por las bacterias acetogénicas, capaces de metabolizarlos en los productos más sencillos como el acetato, (CH_3COO^-), el hidrógeno, (H_2), el formiato, y el ácido acético, siendo el acetato el principal producto de los sustratos que han pasado a ser el sustrato de las bacterias metanogénicas.

Etapas Metanogénicas. Ha sido reconocida como la última etapa del bioproceso de la digestión anaerobia (metanogénesis) donde un grupo de las bacterias metanogénicas estrictamente las anaeróbicas han sido consideradas como los grupos únicos que metabolizan los productos de la etapa *No Metanogénica* transformándolos en el metano, el dióxido de carbono y el agua.

Modelos de Diseño de Filtros Biológicos

Con el transcurrir del tiempo, muchos investigadores han propuesto los desarrollos matemáticos a fin de conocer los rendimientos en la biodegradación orgánica particularmente para los sistemas de las biopelículas adheridas como los filtros biológicos en las diferentes unidades de tratamiento y otros investigadores han realizado las formulaciones a partir de los resultados experimentales y otros han trabajado el crecimiento microbiano, la utilización del sustrato y el crecimiento de la biomasa (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al., 2021, 2022a-e; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023).

Formulaciones Matemáticas de los Modelos

Desde 1911 a 1960 se han generado las formulaciones a partir de la ley de Phelps (Phelps, 1911, 1944) y la ley de Velz (Velz, 1948). Desde 1980 hasta el presente, han predominado las combinaciones de las ecuaciones derivadas de los balances de masas realizados sobre el sustrato. Estas ecuaciones se dieron a conocer, para ayudar a mejorar cada vez más los diseños, la operación, la optimización y ejercer el control de los bioprocesos que se han dado en estos reactores. Las formulaciones que se han desarrollado, se han transcrito en el orden cronológico, por haber sido los fundamentos teóricos afines a esta investigación (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b,2022a,b, 2023).

Fórmula de Van't Hoff – Arrhenius (1884-1889). Ha sido una expresión matemática que se ha utilizado para comprobar la dependencia de la constante de velocidad (o cinética) de una reacción química con respecto a la temperatura a la que se ha llevado a cabo esa reacción. Ha sido una relación empírica usada para modelar la incidencia de la temperatura en muchas reacciones o los procesos inducidos térmicamente, representada en la Ecuación 6 (Van't Hoff, 1884; Arrhenius, 1889):

$$K_T = K_{20} \cdot \theta^{(t-20)} \quad (6)$$

Dónde $\theta \approx 1.056$ para $t = 20\text{ }^{\circ}\text{C} - 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ y $\theta \approx 1.1135$ para $t = 4\text{ }^{\circ}\text{C} - 10\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Ley de Phelps (Phelps, 1911, 1944). La ley de Phelps ha propuesto que la eliminación de las bacterias por medio de los desinfectantes haya simulado una reacción monomolecular en la que las bacterias han ocupado el lugar de una de las sustancias que han reaccionado. También se ha considerado que la temperatura ha sido constante. Bajo las condiciones asumidas, si b ha representado el número de bacterias presentes en la unidad de volumen después de que haya transcurrido cualquier tiempo, t , se ha tenido la expresión diferencial dada por la Ecuación 7:

$$-\frac{\partial b}{\partial t} = kb \quad (7)$$

Dónde k se ha conocido como la constante de velocidad. Esta ha sido simplemente una expresión matemática, significando que el cambio en el número de bacterias por unidad de tiempo ha sido proporcional al número presente.

Para determinar el cambio total en cualquier tiempo transcurrido, ésta ha sido integrada para obtener la Ecuación 8:

$$\log \frac{B}{b} = kt \quad (8)$$

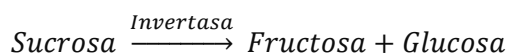
Donde B ha sido el número de las bacterias inicialmente presentes. La prueba de la aplicabilidad de esta fórmula ha sido la constancia de k en las condiciones de temperatura constante, pero con los valores variables de t , B y b .

Ley de Fick (Kiely y Veza, 1999). La ley de Fick de la difusión molecular ha establecido que la velocidad de transporte de la masa de un material A, a través del área de la sección transversal de fluido por medio de la difusión molecular ha sido proporcional al gradiente de la concentración del material en el fluido.

$$\text{Ley de Fick: } q = -D_M \frac{\partial C_A}{\partial x} = D_M \left(\frac{C_1 - C_2}{X_2 - X_1} \right) \quad (9)$$

Donde q ha sido el flujo del material, como la masa del material que se ha transferido por la unidad de tiempo, por el área unidad de sección transversal, en la dirección x , $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$ ($q = C_A U_A$), D_M ha sido el coeficiente de la difusión molecular, con el signo negativo indicativo de que el transporte (o flujo) se ha producido desde un área de alta concentración a una de menor, $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$. U ha sido la velocidad de la difusión molecular $\ll u$ (velocidad advectiva).

Ecuación de Michaelis y Menten (1913). En 1913, Leonor Michaelis y Maud Leonora Menten publicaron el ahora clásico artículo, *Die Kinetik Der Invertinwirkung*.¹ Estudiaron la invertasa, llamada así porque su reacción ha dado como resultado la inversión de la rotación óptica de positivo para la sacarosa a negativo neto para la suma de fructosa más glucosa (Johnson y Goody, 2011).



Después de recibir su título de doctora en medicina en 1911 en la Universidad de Toronto, Maud Leonora Menten (1879-1960) trabajó como asistente de investigación en el laboratorio de Berlín de Leonor Michaelis (1875-1949). Supervisó la velocidad de la reacción catalizada por la invertasa en varias concentraciones de la sacarosa mediante la medición cuidadosa de la rotación óptica en función del tiempo, siguiendo la reacción hasta su finalización. Su objetivo era probar la teoría de que “la

invertasa ha de formar un complejo con la sacarosa que ha de ser muy lábil y ha sido descompuesto en enzima libre, glucosa y fructosa”, lo que ha llevado a la predicción de que “la tasa de inversión ha debido ser proporcional a la concentración predominante de la sacarosa- complejo enzimático”. Como se les ha acreditado, Michaelis y Menten midieron la velocidad inicial en función de la concentración de la sacarosa y se derivó una ecuación que se ha aproximado a la versión moderna de la ecuación de Michaelis-Menten (1913) y la ecuación de Monod (1942, 1949), expresada mediante la Ecuación 10:

$$v = C \cdot \Phi \cdot \frac{S}{S+k} \quad (10)$$

Donde $C\Phi = Vmax$, Φ ha sido la concentración total de enzima y $k = KS$, la constante de disociación del complejo sacarosa-enzima. En esta expresión, C ha sido $kcat$ multiplicado por un factor para convertir el cambio en la rotación óptica a la concentración de sustrato convertido en producto.

Ecuaciones de la NRC (National Research Council, 1948). Han sido ecuaciones de las fórmulas empíricas producto del estudio de los registros de operación de 34 PTAR en Estados Unidos de América (USA, por sus siglas en inglés), que han permitido cuantificar la eficiencia de un FP de una o dos etapas, a partir de las cargas orgánicas aplicadas y de los volúmenes de estos reactores, según las Ecuaciones 11 y 12:

$$E_1 = 1 / [1 + 0.4425 \cdot (W_1 / (V_1 \cdot F_1))^{0.5}] \quad (11)$$

$$E_2 = 1 / [1 + (0.4425/(1 - E_1)) \cdot (W_2 / (V_2 \cdot F_2))^{0.5}] \quad (12)$$

Siendo: V_1 y V_2 son los volúmenes de los reactores (m^3), W_1 y W_2 han sido las cargas aplicadas a los reactores ($kg\ d^{-1}$), R_1 y R_2 la relación de la circulación de los flujos tratados; $R_1 = Q_r/Q$, F_1 y F_2 han sido los factores de recirculación, Q_r = el caudal recirculado ($m^3\ s^{-1}$), Q = caudal a tratar ($m^3\ s^{-1}$), E_i ha sido la eficiencia ó rendimiento ($E_i = Lo_i - Le_i/Lo_i \cdot 100$); Lo y Le ($kg\ m^{-3}$) y $F_1 = (1 + R_1)/(1 + 0.1 \cdot R_1)^2$.

Ley de Velz (Velz, 1948). Este investigador amplió el alcance y los términos utilizados por Phelps para proponer un modelo que se convirtió en la ley de Velz, cuando estableció que la cantidad de los microorganismos en un filtro biológico se hacían proporcional a la profundidad del lecho, dónde la tasa de la eliminación de la MO ha sido explicada por una ecuación exponencial decreciente dependiente de un parámetro K , asociado a la tratabilidad del sustrato por parte de los

microorganismos y el tiempo de contacto de ellos con el sustrato, donde el $DBO_{5,20}$ remanente a una profundidad D ha sido calculada mediante la Ecuación 13:

$$S_e = S_o \cdot e^{-k \cdot D} \quad (13)$$

Donde S_o = $DBO_{5,20}$ total máxima a la entrada, $mg\ L^{-1}$.

S_e = Concentración de $DBO_{5,20}$ remanente a una profundidad D , $mg\ L^{-1}$.

D = Profundidad del filtro, m.

K = Constante de reacción de rango de primer orden, d^{-1} .

Esta ecuación ha sido de utilidad cuando se han considerado los sistemas sin recirculación y en esta fórmula K ha dependido de los rangos hidráulicos de los filtros.

Combinando la formulación de la eficiencia de la NRC y la de Velz se ha podido hallar el % $DBO_{5,20}$ eliminada conociendo el valor de la constante k y de la profundidad del filtro D , se ha obtenido la Ecuación 14:

$$\%E = 100 \cdot (1 - 10^{-k \cdot D}) \quad (14)$$

Siendo: $K = -\Delta \log \cdot L_o$ es decir, el descenso logarítmico/m de la $DBO_{5,20}$ midiéndose en m^{-1} .

D = Profundidad (m).

Fórmula de Stack (Stack, 1957). Presentó un desarrollo teórico considerando de que la degradación sucesiva del sustrato ha sido realizada hasta alcanzar la profundidad del filtro biológico, es decir que cuando el agua residual ha pasado a través de un hipotético biofiltro de la profundidad infinita, toda la MO ha sido eliminada. Este desarrollo matemático ha utilizado la fracción de $DBO_{5,20}$ extraíble que ha sido biosorbido una vez que ha pasado a través de una unidad de la profundidad unitaria, pero a una determinada profundidad se ha eliminado una cantidad de la MO (DQO) igual al producto $X \cdot f \cdot S$ y en esta degradación sucesiva de la MO biodegradable, conduciendo a una aproximación en serie, donde la cantidad no retirada de la $DBO_{5,20}$ ha dependido de la expresión principal en la serie consistente en $1 - f$, donde f ha sido el coeficiente de la biosorción en el rango de la profundidad unitaria del filtro biológico, estimado como el remanente del complemento de $DBO_{5,20}$ obtenido a partir de la ecuación de Velz (Velz, 1948).

La formulación ha expresado teóricamente el funcionamiento del FP operado sin recirculación y la ecuación ha contemplado los tres componentes por cada profundidad unitaria que ha atravesado el líquido residual en forma secuencial hasta han alcanzado la profundidad total dentro del filtro como son: a) la carga orgánica aplicada a cada profundidad unitaria, b) la $DBO_{5, 20}$ removida en cada profundidad unitaria y c) la $DBO_{5, 20}$ efluente desde cada profundidad unitaria. En ésta la concepción teórica (Stack, 1957) de la segmentación del filtro en las franjas unitarias se ha presentado en la Ecuación 15.

$$R = X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)[1 + (1 - f) + (1 - f)^2 + (1 - f)^3 \dots + (1 - f)^{D-X-1}] \quad (15)$$

Donde:

R = La fracción de la **DQO** removible obtenida como = **Se/Si**.

X = No de unidades de profundidad que pueden ser saturadas por aplicación de **DQO** removible

f = El coeficiente de biosorción en el rango de profundidad unitaria del filtro biológico y es el equivalente decimal del porcentaje constante de remoción de **DQO** por unidad de profundidad.

S = La cantidad de **DQO** removible que debe aplicarse por unidad de área para saturar completamente a una unidad de profundidad con **DQO**.

L = La cantidad de **DQO** removible aplicada por unidad de área.

D = El número de unidades de profundidad en el filtro.

Fórmula de Howland (Howland, 1958). Propuso una expresión matemática dependiente de los principios de la cinética por medio de las relaciones geométricas asociadas a la profundidad del filtro (D), tal como ha sido propuesto en las Ecuaciones 16 y 17:

$$K = f \cdot h \cdot k_0 \quad (16)$$

$$t = w \cdot D/Q \quad (17)$$

Fórmula de Schulze (Schulze, 1960). En este modelo se ha indicado también que el tiempo de contacto del líquido residual con la masa biológica ha sido directamente proporcional a la profundidad del biofiltro e inversamente proporcional al rango de la carga hidráulica, como se muestra en la Ecuación 18:

$$t_c = (C \cdot D)/Q^n \quad (18)$$

Siendo: t_c = Tiempo de contacto del líquido, min.

C = Constante.

Q = Rango de carga hidráulica, $m \, d^{-1}$.

n = Constante, característica del medio de soporte.

Schulze hizo un modelo matemático bajo dos condiciones que han utilizado la misma estructura matemática: las condiciones advectivas y las condiciones no estacionarias. Las condiciones no estacionarias se han basado en el modelo propuesto por Phelps (1911, 1944); que se ha combinado con la ecuación derivada de Howland (1958) y demostrada experimentalmente por Bloodgood et al. (1959) para el diseño del FP relacionando el tiempo de contacto con la propuesta por Velz, es decir con la profundidad del filtro y la carga hidráulica elevada a una potencia de dos tercios, la ecuación de primer orden para la remoción del $DBO_{5,20}$ que se muestra en la Ecuación 19:

$$S_e = S_i \cdot e^{-k \cdot D/Q^n} \quad (19)$$

Dónde: S_e = $DBO_{5,20}$ del efluente, $mg \, L^{-1}$; S_i = $DBO_{5,20}$ del afluente, $mg \, L^{-1}$

k = constante experimental, d^{-1}

Fórmula de Germain (Germain, 1966). Este investigador aplicó lo planteado por Schulze y propuso la formulación para los filtros biológicos (biotorres) empacado con los medios filtrantes o de soporte sintético (plásticos) con la siguiente Ecuación 20:

$$S_e = S_i \cdot e^{((-Kt \cdot D \cdot (Q_v)^{-n})} \quad (20)$$

Siendo: S_i = $DBO_{5,20}$ soluble del afluente, sin recirculación $mg \, L^{-1}$.

S_e = $DBO_{5,20}$ del efluente, $mg \, L^{-1}$

D = Profundidad del filtro, m

Q_v = Carga hidráulica aplicado al filtro/unidad de área del filtro, Q/A , $m \, d^{-1}$

Q = Caudal aplicado al filtro sin recirculación, $m^3 \, d^{-1}$.

A = Área transversal del filtro, m^2 .

n = Constante experimental, normalmente, $n = 0.5$.

Kt = Constante de tratabilidad a la profundidad media del filtro (D), $(m \, d)^{-0.5}$

Nota: Los valores de K y n son relacionados a la configuración del medio de soporte.

Fórmula de Eckenfelder (Eckenfelder, 1963). Este ha sido el resultado de los numerosos estudios de laboratorio y de análisis de la información de la PTAR en operación. Ha tenido como punto de partida los estudios de Howland (1958), Schulze y los propios estudios de Eckenfelder, McCabe y O'Connor. Esta ha permitido obtener en el laboratorio, los valores de los parámetros K y n , con los cuales ha sido factible modelar más fácilmente las condiciones particulares del medio filtrante y de las aguas residuales que han debido ser tratados en la unidad prototipo. La Ecuación 21 fue modelada por Eckenfelder.

$$\frac{Se}{Si} = e^{-K \cdot Sa^{(1+m)} \cdot D \cdot (Qv)^{-n}} \quad (21)$$

Donde: Si = DBO_{5, 20} del afluente, mg L⁻¹.

Se = DBO_{5, 20} del efluente, mg L⁻¹.

K = Coeficiente de tratabilidad basado en DBO_{5, 20}, gpm^{0.5}pie⁻².

Sa = Área superficial específica limpia, m² pie⁻³.

D = Profundidad del medio del soporte, m.

Qv = CHS afluente, m d⁻¹.

n = Coeficiente hidráulico y m = Coeficiente para corregir área superficial.

Por efectos de tener en cuenta la recirculación, la ecuación se modifica quedando así:

$$\frac{Se}{Si} = \frac{e^{-ks \frac{D}{q^n}}}{(1+R) - e^{-ks \cdot \frac{D}{q^n}}} \quad (22)$$

Siendo: $ks = Sa \cdot K$

R = Relación de recirculación, Qr/Q .

Q = flujo del afluente sin recirculación.

Fórmula modificada de Velz (Velz, 1948). Ha sido la presentada en la Ecuación 23:

$$Se = \frac{Si}{\left[\left((R+1) \cdot e^{\frac{k_{20} \cdot Sa \cdot D \cdot \theta^{t-20}}{(Qv \cdot (R+1)^n)}} - R \right) \right]} \quad (23)$$

En general el procedimiento correcto para el diseño de una planta de filtros biológicos ha sido realizar un estudio de la tratabilidad de las aguas residuales con las unidades pilotos y obtener en el estudio, los valores de los parámetros que han debido ser usados para el dimensionamiento de la planta prototipo.

Fórmula de Schulze, Eckenfelder y Germain. Diversos investigadores (Schulze, 1960; Eckenfelder, 1963; Germain, 1966) formularon para los FP con los medios filtrantes de material plástico la Ecuación 24:

$$\frac{Se}{Si} = e^{(-K \cdot Sa^m \cdot D \cdot (Qv)^{-n})} \quad (24)$$

Dónde: Si = DBO_{5, 20} afluente, mg L⁻¹; Se = DBO_{5, 20} del efluente, mg L⁻¹.
 K = Constante de velocidad de la reacción, m d⁻¹.
 D = Profundidad del filtro, m
 Sa = Area superficial especifica del medio, m² m⁻³.
 Qv = Caudal Volumétrico aplicado al filtro/área del filtro, Q/A , m d⁻¹.
 Q = Caudal aplicado al filtro sin recirculación, m³ d⁻¹.
 As = Área transversal del filtro, m².
 m y n Constantes empíricas.

Fórmula de Blackwell (1971). La constante de velocidad de adsorción, K_a , ha cambiado con la temperatura de acuerdo con la siguiente Ecuación 25:

$$K_{aT} = K_{a20} \cdot (1.09)^{T-20} \quad (25)$$

Donde los subíndices T y 20 se han referido a la temperatura T y 20 °C, respectivamente

Fórmula de Bruce y Merkens (Bruce y Merkens, 1973). Este modelo fue desarrollado por los autores mencionados para los FP, pero con recirculación:

$$S_e = S_a \cdot e^{-K_T \cdot S_a \cdot q^{-b}} \quad (26)$$

Siendo: S_a = DBO_{5, 20} del afluente, mg/L incluyendo recirculación.

Se = DBO_{5, 20} del efluente, mg L⁻¹.

K_T = Constante de velocidad de la reacción a temperatura t °C, m d⁻¹.

D = Profundidad del filtro, m.

S = Área superficial específica del medio, $\text{m}^2 \text{m}^{-3}$.

Qv = Caudal volumétrico aplicado al filtro/área del filtro, Q/A , m d^{-1} .

Q = Caudal aplicado al filtro sin recirculación, $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$.

As = Área transversal del filtro, m^2 .

q = COV sin recirculación.

a y b = Constantes empíricas.

$$S_a = \frac{S_o + R \cdot S_e}{1 + R} \quad (27)$$

Donde: S_a = $\text{DBO}_{5,20}$ del afluente, mg L^{-1} incluyendo recirculación,

S_o = $\text{DBO}_{5,20}$ del afluente, mg L^{-1} sin recirculación,

R = Relación de recirculación,

Fórmula de Ekama y Marais (1979). Ekama y Marais (1979) modificaron la ecuación de Blackwell (1971) para definir la tasa de adsorción de sustrato biodegradable en los reactores de los lodos activados, según la Ecuación 28:

$$\frac{dS_b}{dt} = k_a \cdot S_{bp} \cdot X_a \cdot \left(f_{ma} - \frac{X_s}{X_a} \right) \quad (28)$$

Donde K_a ha sido la tasa de transferencia de sustratos ($\text{mg DQO mg sólidos suspendidos volátiles (SSV)}^{-1} \text{d}^{-1}$), X_a la concentración de SSV activos (mg SSV L^{-1}), S_b el sustrato biodegradable, X_s la concentración del sustrato almacenado, f_{ma} la concentración máxima de sustrato que puede ser almacenado en la masa del organismo activo.

Fórmula de Kincannon y Stover (Kincannon y Stover, 1982). Desarrollaron un modelo matemático basado en la relación entre el rango de la utilización del sustrato y la carga orgánica total, siguiendo propuestas cinéticas de Monod (1942,1949). La relación es la siguiente:

$$As = [(8.34Q \cdot Si / \mu_m \cdot Si) / (Si - Se)] - K_b \quad (29)$$

Siendo: As = Área superficial total del medio soporte, 1000 pie^2 .

Q = Flujo del afluente, L d^{-1} .

Si = $\text{DBO}_{5,20}$ del afluente, mg L^{-1} .

Se = $\text{DBO}_{5,20}$ del efluente, mg L^{-1} .

μ_m = Rango máximo de utilización de sustrato de As ,

$$\text{lb DBO}_{5,20} \text{ d}^{-1} 1000 \text{ ft}^{-2}$$

$$Kb = \text{Constante de proporcionalidad de As, lb DBO}_{5,20} \text{ d}^{-1} 1000 \text{ ft}^{-2}$$

Las constantes biocinéticas μ_m y Kb han debido ser determinadas por las pruebas en las plantas piloto, con los resultados a la escala real, o por los resultados ya conocidos, que han debido ser determinados gráficamente, mediante el graficado de la carga de $\text{DBO}_{5,20}$ contra el inverso de la remoción de $\text{DBO}_{5,20}$. La intercepción en el eje y ha sido, μ_m y la pendiente ha sido Kb .

Fórmula de Albertson y Davies (Albertson y Davies, 1984). Propusieron para los filtros verticales de las diferentes profundidades (Albertson y Davis, 1984) mediante la Ecuación 30:

$$K_2 = K_1 \cdot (D_1/D_2)^x \quad (30)$$

Dónde: K_1 = constante de tratabilidad para la profundidad del filtro D_1 .

D_1 = Profundidad del primer filtro, m.

D_2 = Profundidad del segundo filtro, m.

$x = 0.5$ para filtros verticales y material pétreo y 0.3 para plásticos.

Ecuaciones Cinéticas de Crecimiento Bacteriano

Entre las más reconocidas se ha encontrado la ecuación de Monod, aunque han existido otras alternativas que surgieron como un producto de gran número de investigaciones que también resultaron de la formulación de las ecuaciones de crecimiento celular y aunque cada uno de estos modelos han podido ser descritos por una ecuación flexible, generalmente de los tres parámetros, la falta de consistencia con los respectivos datos experimentales, que llevaron a los investigadores desarrollar estas ecuaciones con un mejor ajuste a los datos experimentales, que han correspondido a los modelos cinéticos no estructurados, “considerados como una buena aproximación cuando la composición celular ha sido independiente del tiempo, cuando el crecimiento ha sido balanceado, cuando la composición celular no ha sido importante a la escala industrial o cuando se ha presentado inhibición” (Hernández y Luna, 2004).

Ecuación Lógica de Crecimiento Microbiológico. La Ecuación 31 tomada de (Cordon Páez y Pérez Martínez, 2016) ha reflejado la forma lógica de crecimiento microbiológico

$$dX/dt = \mu \cdot X \left(1 - \frac{X}{X_m}\right) \quad (31)$$

Siendo: X_m = concentración máxima de biomasa en el proceso fermentativo,

μ = tasa de crecimiento específica (h^{-1})

X = concentración de biomasa UFC mL^{-1})

$$\mu = \mu_{max} \cdot (1 - e^{-S/K_s}) \quad (32)$$

Dónde: K_s = Constante de saturación (M L^{-3})

Modelo Cinético de Monod (1942, 1949). Este modelo ha sido el más utilizado en el análisis cinético y el diseño de reactores. Los estudios experimentales demostraron que la tasa de crecimiento de la biomasa ha sido función de la concentración de organismos y de las cantidades limitadas de algún nutriente limitante (sustrato), la relación entre estos factores que se ha podido expresar matemáticamente por la Ecuación (33) (Monod, 1942, 1949):

$$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad (33)$$

Siendo: μ = Velocidad ó tasa de crecimiento específico (d^{-1})

μ_{max} = Velocidad o tasa máxima del crecimiento específico (d^{-1})

K_s = Constante de saturación de Monod (mg L^{-3})

S = Concentración del sustrato (mg L^{-1})

Fórmula de Moser (Moser, 1958). Ha sido una ecuación que se ha ajustado el modelo de Monod por medio de un parámetro empírico n que cuando ha tomado el valor de 1 se convierte en la ecuación de Monod:

$$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S^n}{K_s + S^n} \quad (34)$$

Donde: n = parámetro empírico

Fórmula de Atkinson (Atkinson et al., 1974). Adaptaron un modelo para los FP que ha descrito la tasa del flujo de MO hacia la película biológica, según la Ecuación 35:

$$r_s = -\frac{E \cdot h \cdot k_0 \cdot \bar{S}}{K_m + \bar{S}} \quad (35)$$

Siendo: r_s = Tasa de flujo de MO hacia la capa biológica, m d^{-1} ;

E = Factor de eficiencia ($0 \leq E \leq 1$);
 h = Espesor de la película biológica m;
 K_m = Tasa de reacción máxima, d^{-1} ;
 $\bar{S}$ = Concentración media del sustrato ($DBO_{5,20}$ o DQO) en un volumen elemental dentro de una masa líquida, $mg\ L^{-1}$;
 K_o = Constante de velocidad media;

De lo anterior se ha concluido que los modelos cinéticos antes presentados han tenido una característica y ha sido la dependencia de la concentración del sustrato inicial (S_o), la dependencia de la biomasa (X) o han sido independientes como el modelo de Monod, que generalmente ha presentado una buena aproximación al fenómeno cinético siendo éste el motivo por el cual ha sido uno de los más utilizados.

Freytez et al. (2019b, 2021a,b) creó los modelos derivados del modelo de LA 1 (ASM1) (Henze et al., 1987) para la eliminación del nitrógeno. Las variables de estado del proceso han sido la concentración de sustrato biodegradable S_s , la concentración de nitrato S_{NO_3} , la concentración de amonio S_{NH_4} y la concentración de OD S_{O_2} . La estrategia de la modificación de ASM1 ha estado basada en el análisis del proceso bioquímico que se ha producido durante las fases de reacción del SBR correspondientes a la aireación y la fase anóxica en un reactor por la carga secuencial (SBR), como la observación de las variables con respecto a la duración del ciclo, el impacto de la concentración de oxígeno en el proceso de la nitrificación, y la reacción cinética. Para la fase de aireación (Ecuaciones 30-32), el modelo propuesto estimó la concentración NH_4^+ -N a la salida de la fase a partir de su conversión a NO_3^- -N por parte de los organismos autótrofos (Metcalf y Eddy, 1991, 2003; Henze et al. 1987, 1999). Mientras que, en la fase anóxica (Ecuaciones 36-39), el modelo propuesto estimó el NO_3^- -N a la salida de la fase anóxica en función de la tasa de utilización del NO_3^- -N por los microorganismos heterótrofos dentro de la fase (Metcalf y Eddy, 1991, 2003; Henze et al., 1987, 1999; Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023).

$$\dot{S}_{NO_3} = -DS_{NO_3} - \alpha_1 \frac{1-Y_H}{2.86 Y_H} S_S \cdot \frac{S_{NO_3}}{S_{NO_3}+K_{NO_3}} \cdot \frac{K_{O_2H}}{S_{O_2H}} + \alpha_2 \frac{S_{NH_4}}{S_{NH_4}+K_{NH_4AUT}} \frac{S_{O_2}}{S_{O_2}+K_{O_2AUT}} \quad (36)$$

$$\dot{S}_{NH_4} = D_S S_{NH_4IN} - DS_{NH_4} + \alpha_3 - \alpha_1 S_S \cdot \left(\frac{S_{O_2}}{S_{O_2}+K_{O_2H}} + \frac{S_{NO_3}}{S_{NO_3}+K_{NO_3}} \frac{K_{O_2H}}{S_{O_2H}+K_{O_2H}} \right) \quad (37)$$

$$\begin{aligned} \dot{S}_{O_2} = & -DS_{O_2} + (S_{O_{2sat}} - k_{La}S_{O_2}) - \alpha_1 \frac{1-Y_H}{Y_H} S_S \cdot \frac{S_{O_2}}{S_{O_2}+K_{O_{2H}}} + \\ & 4.57\alpha_2 \frac{S_{NH_4}}{S_{NH_4}+K_{NH_{4AUT}}} \frac{S_{O_2}}{S_{O_2}+K_{O_{2AUT}}} \end{aligned} \quad (38)$$

Dónde los parámetros han sido la concentración de sustrato en el afluente al reactor, S_S en mg L^{-1} , la concentración de amonio en el afluente al reactor, $S_{NH_{4in}}$ en mg L^{-1} , la tasa de dilución relativa a la entrada del proceso del sustrato, D_S , una combinación de la tasa relativa de la dilución de carbono en la entrada del proceso por la fuente externa y la tasa de dilución relativa a la entrada del proceso del sustrato D , el coeficiente de transferencia de oxígeno k_{La} , el coeficiente de saturación/inhibición del amonio promedio para la biomasa autótrofa $K_{NH_{4AUT}}$, el coeficiente de saturación/inhibición del nitrato promedio K_{NO_3} , el coeficiente de saturación de oxígeno promedio para la biomasa autótrofa $K_{O_{2AUT}}$, el coeficiente de saturación de oxígeno promedio para la biomasa heterótrofa $K_{O_{2H}}$, la concentración de saturación de OD $S_{O_{2sat}}$, el coeficiente de rendimiento de la biomasa heterotrófica Y_H , los parámetros específicos del modelo reducido α_1 , α_2 y α_3 .

En la fase anóxica, $k_{La} = 0$, la dinámica del oxígeno ha tendido a cero muy rápidamente y, por lo tanto $S_{O_{2(t)}} = 0$, debido a la acción del metabolismo fermentativo de los organismos heterótrofos (Metcalf y Eddy, 1991, 2003; Shammass, 2009; Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f; Freytez et al., 2019a-c, 2022, 2023, 2024; Freytez y Márquez, 2021; Cárdenas et al., 2021a,b, 2022a,b, 2023).

$$\dot{S}_{NO_3} = -DS_{NO_3} - \alpha_1 \frac{1-Y_H}{2.86 Y_H} S_S \cdot \frac{S_{NO_3}}{S_{NO_3}+K_{NO_3}} \quad (39)$$

$$\dot{S}_{NH_4} = D_S S_{NH_{4IN}} - DS_{NH_4} + \alpha_3 - \alpha_1 S_S \cdot \left(\frac{S_{O_2}}{S_{O_2}+K_{O_{2H}}} + \frac{S_{NO_3}}{S_{NO_3}+K_{NO_3}} \right) \quad (40)$$

Freytez et al. (2020) propuso que la tasa de utilización del sustrato por los microorganismos fuese definida a partir de la ecuación de Monod según la cantidad de las nuevas células producidas ha sido la misma para un sustrato dado, como se ha expresado en la Ecuación 41:

$$r_{su} = -\frac{\mu_m \cdot X \cdot S}{Y \cdot (K_s + S)} \quad (41)$$

Dónde μ_m ha sido la tasa máxima de crecimiento específico del microorganismo, tiempo^{-1} , K_s la constante de la media velocidad, la concentración de sustrato a la mitad de la tasa de crecimiento máxima, la unidad de masa / volumen, la concentración de sustrato S que limita el crecimiento, la masa por unidad de volumen. El término μ_m/Y se ha sustituido por k , definido como la utilización máxima del sustrato por la unidad de masa de microorganismo,

Síntesis e Identificación vacíos de conocimiento (Brechas)

La revisión de los modelos cinéticos y empíricos existentes revela dos brechas críticas: (1) ningún modelo único integra eficazmente la influencia de la separación física de fases (por ejemplo, D1/D2) con la temperatura y la COV, y (2) hay una falta de MA que puedan diferenciar entre procesos limitados por transferencia de masa (por ejemplo, biosorción, difusión molecular) y transformaciones bioquímicas limitadas cinéticamente dentro de un sistema anaeróbico multifásico. Esta tesis aborda directamente estas deficiencias a través del desarrollo de nuevos MH y MA.

Otro aspecto que ha sido abarcado por los MA ha consistido en la superposición de componentes representando condiciones no estacionarias, estacionarias y advectivas. Este aspecto establece diferencias con los modelos que han sido desarrollados considerando gradiente de cambio de microorganismos o sustratos con el tiempo (ley de Phelps (Phelps, 1911, 1944), ecuaciones de Eckenfelder (Eckenfelder, 1963), Monod (Monod, 1942), Schulze (Schulze, 1960), Ekama y Marais (1979)) y condiciones advectivas (ley de Velz (Velz, 1948), fórmula de Albertson y Davies (Albertson y Davies, 1984, ley de Fick).

Definición de Términos

Lixiviados

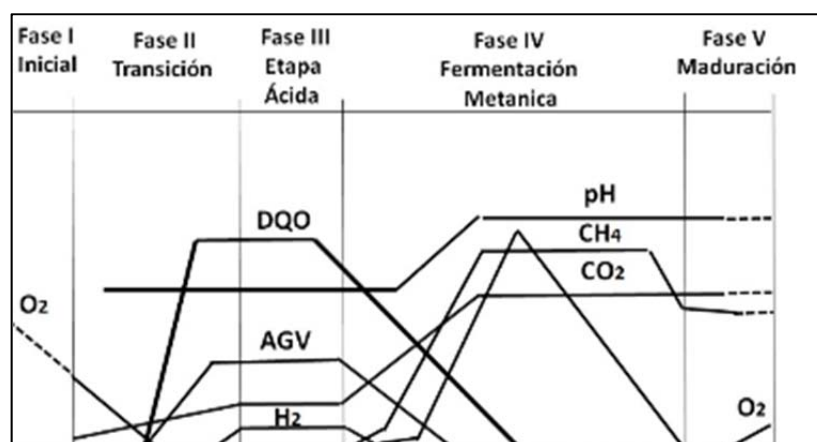
Los lixiviados han sido los residuos líquidos de alta carga orgánica contaminante que se han producido como una consecuencia de las aguas lluvias que han percolado a través de los residuos sólidos depositados y los residuos sólidos compactados en los sitios de disposición, que se han mezclado con los productos de la biodegradación, de donde fluyen los líquidos y los sólidos disueltos o los sólidos en suspensión. Estas reacciones y las degradaciones que han sido condicionadas a la actividad del RS.

Fases de la Degradación Anaerobia de la MO en un RS

Según Díaz Gómez y Gorraiz (1997) en la degradación anaeróbica de la MO de los LRS se han sucedido en las cinco fases (Figura 2)

Figura 2

Fases de la degradación anaeróbica de la MO en un RS



Nota: Tomado de Pérez (2010).

En la fase I se han dado las degradaciones aerobias, la fase II o de transición cuando se ha disminuido el oxígeno y han iniciado las condiciones anaerobias, la biocenosis de aerobia a anaerobia facultativa y más tarde a la anaerobia obligada (Agudelo, 1996). En la fase III (ácida), han predominado las condiciones anaerobias y se han incrementado el contenido del metano mientras que el contenido del dióxido de carbono ha decrecido, los AGV (butírico, propiónico) han sido transformados al biogás disminuyendo la concentración en el lixiviado y aumentando el pH (Kiss y Encarnación, 2006), la fase que ha podido durar de 3 y 7 años según los factores ambientales predominantes en el sitio de disposición (Minambiente de Colombia, 2002).

La fase IV o metanogénica ha sido cuando el ácido acético ya generado se ha degradado al metano y el dióxido de carbono, incidiendo en las características del lixiviado, lo que ha disminuido los compuestos orgánicos (AGV) y aumentando de nuevo el pH, pero con baja concentración de MO, con las relaciones de $DBO_{5,20}/DQO < 0.1$ y la fase V de maduración y la estabilización los nutrientes,

el factor limitante, con muy bajos compuestos orgánicos, con la producción de dióxido de carbono y metano casi nula, con la presencia en los lixiviados de los ácidos húmicos y los ácidos fúlvicos de difícil biodegradación (Pérez, 2010).

Producción de Lixiviados

La cantidad y la conformación de los lixiviados ha variado con la edad de los RS y ha dependido de los factores como el tipo y la solubilidad de los residuos sólidos dispuestos, el tipo de diseño y la operación de los vertederos, de los procesos de la conversión microbiológica y la química, y de la interacción, esos factores con el lixiviado con el medio ambiente, la naturaleza del suelo y las condiciones climáticas (Mendoza Salgado y López Trujillo, 2004).

Composición de los Lixiviados.

Han tenido altos contenidos orgánicos ($DBO_{5, 20}$), el nitrógeno, el fósforo, el amoníaco, los AGV y los productos fermentados, que bajan el pH; los patógenos y los tóxicos como los metales y las otras sustancias precipitables con los altos contenidos de humedad, que los diferencian entre los lixiviados provenientes de los vertederos nuevos (menos de 2 años) y los vertederos maduros (mayores de los 10 años), especialmente en los valores de la $DBO_{5, 20}$, la DQO y los sólidos suspendidos (Mendoza Salgado. y López Trujillo, 2004).

Tratabilidad de los Lixiviados

Ha dependido de la relación $DBO_{5, 20}/DQO$ denominado el índice de biodegradabilidad de un residuo líquido a tratar y éste a su vez ha dependido de la edad de los lixiviados, siendo la alta en los rellenos jóvenes y la baja en los lixiviados viejos, que además han registrado las concentraciones de las sales disueltas y los metales pesados mucho mayores que en un lixiviado joven, generando problemas de la toxicidad en los tratamientos biológicos (Giraldo, 2014), aunque también se pueden tratar por los procesos fisico-químicos.

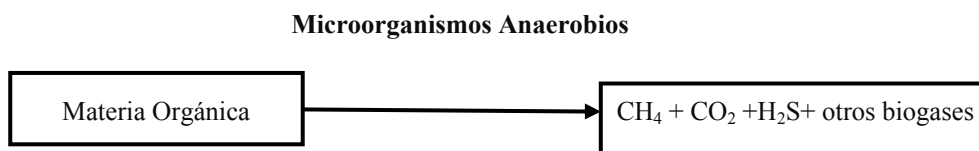
Sistemas de Tratamientos de Aguas Residuales

Se han dividido en dos procesos: los procesos biológicos y los procesos fisico-químicos y han sido una alternativa eficaz para la manipulación y la gestión cuando han tenido la alta carga orgánica, lo que ha contribuido a una mayor eficacia en el tratamiento de los vertimientos (Shehzad et al, 2015). Los sistemas de los tratamientos biológicos han sido los procesos donde el principal objetivo de los

microorganismos ha sido consumir los compuestos orgánicos y generan nuevo material celular y el biogás; estabilizando dichas sustancias orgánicas por los métodos eficaces (Torres Lozada, 2012) (Figura 3). Se han conocido los biotratamientos aeróbicos, los anaeróbicos y los anóxicos con las eficiencias aceptables en la remoción de los compuestos orgánicos, que han dependido del residuo a biodegradar, de los microorganismos que han participado en el proceso y de los tiempos de reacción, siendo ya muy común combinarlos con el fin de reducir esos tiempos y mejorar las eficiencias (Metcalf y Eddy, 1991, 2003; Berrio et al., 2012).

Figura 3

Esquema de la degradación biológica de la MO



Modelos Híbridos

La formulación de los MH ha sido una combinación de los enfoques conceptual y empírico (Maldonado et al., 2022).

Modelos Acoplados

Los MA han sido una combinación de los modelos que han sido evaluados para explicar los procesos ambientales del transporte y la transformación de los contaminantes, como las sustancias sólidas, las líquidas o las gaseosas, o las mezclas de ellas, que han alterado desfavorablemente las condiciones naturales del medio receptor, como el aire, el agua y el suelo (Ma et al., 2003; Guevara, 2006; Kim & Stockwell, 2007; Wang & Zangh, 2012). Varias experiencias de simulación de los procesos ambientales involucrados en el transporte y la transformación de los contaminantes en el aire, el agua y el suelo se han llevado a cabo utilizando los modelos acoplados (Ma, et al., 2003; Kim & Stockwell, 2007; Wang, & Zhang, 2012). Entre los procesos ambientales, los MA han combinado los modelos de intercambio de la química atmosférica-meteorología (Kim & Stockwell, 2007), los modelos de intercambio aire-suelo y aire-agua (Ma et al., 2003), Comprehensive Turbulent Aerosol Dynamics and Gas Chemistry (CTAG), que han combinado los principales procesos de la mezcla turbulenta, como la turbulencia inducida por vehículos (VIT), la turbulencia inducida por las carreteras

(RIT) y la turbulencia de la capa límite atmosférica con la química de la fase gaseosa y la dinámica de los aerosoles, también denominado CFD-VIT- RIT (Wang & Zhang, 2012), con el fin de evaluar el mecanismo de transporte vertical de los contaminantes en el medio ambiente.

Hipótesis en la Investigación Cuantitativa

Las hipótesis han sido explicaciones tentativas del fenómeno o el problema investigado formuladas como proposiciones o afirmaciones y han constituido las guías de un estudio (Hernández-Sampieri & Mendoza, 2020). Los principales tipos de las hipótesis en los estudios cuantitativos han sido: la hipótesis de investigación, la hipótesis nula, la hipótesis alternativa y la hipótesis estadística. Las hipótesis de la investigación pueden ser: a) predictivas de un valor, cifra o dato en un tiempo determinado, b) correlacionales, c) de comparación de grupos o categorías (direccionales y no direccionales) y d) causales (direccionales o no direccionales). Las hipótesis nulas como su nombre lo han indicado refutan o niegan lo que afirman las hipótesis de investigación. Las hipótesis alternativas se han simbolizado como H_a y solo han podido ser formularse cuando verdaderamente hay otras posibilidades, además de las hipótesis de la investigación y la nula. Las hipótesis estadísticas han sido la transformación de las hipótesis de investigación, nulas y alternativas en símbolos estadísticos. Básicamente han existido tres tipos de hipótesis estadísticas, que se han correspondido a las clasificaciones de las hipótesis de investigación y nula: 1) de estimación, 2) de correlación y 3) de diferencias de medias (Hernández-Sampieri & Mendoza, 2020; Hernández-Sampieri et al., 2014). En la Tabla 2 se han presentado las preguntas de la investigación vinculadas a los objetivos específicos enunciadas en el Capítulo I y las hipótesis nulas y las alternativas de la investigación.

Tabla 2

Hipótesis de la investigación

No.	Preguntas de Investigación	Objetivo	Hipótesis
1	¿Qué características poseen los lixiviados de relleno sanitario usados como el sustrato para los filtros anaeróbicos de flujo ascendente a través de múltiples fases separadas?	Caracterizar los lixiviados de relleno sanitario usados en los filtros anaeróbicos de flujo ascendente a través de múltiples fases separadas	Hipótesis Nula (H_0). Las concentraciones de las características físicas, químicas y biológicas del agua son menores al límite establecido en el Decreto 883 del 11 de octubre de 1995. Hipótesis Alternativa (H_a). Las concentraciones de las características físicas, químicas y biológicas del agua son mayores al límite establecido en el Decreto 883 del 11 de octubre de 1995
2	¿Cuál es la combinatoria de niveles de variables implementadas en el arreglo experimental y las características físicas de los componentes del arreglo	Describir las características de los componentes del arreglo experimental operativo de los filtros anaeróbicos de flujo ascendente a través de múltiples fases separadas de mayor incidencia durante el	Hipótesis Nula (H_0). Las concentraciones de Incremento Observado de Aumento de Actividad (IOAA) son mayores al Incremento Teórico Esperado del Aumento de la Actividad (ITEAA) ($IOAA > 2 \cdot ITEAA$). Hipótesis Alternativa (H_a). Las concentraciones de

	experimental para los filtros anaeróbicos de flujo ascendente a través de múltiples fases separadas, durante el proceso de remoción de la materia orgánica en los lixiviados de relleno sanitario?	proceso de remoción de la materia orgánica de los lixiviados de relleno sanitario.	IOAA son menores al Incremento Teórico Esperado del Aumento de la Actividad ($IOAA < 2 \cdot ITEAA$). Hipótesis Nula (H_0). Las proporciones de fraccionamiento de las profundidades de los reactores conferidas en el arreglo experimental de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS conducen a obtener eficiencias (E) en la remoción de la MO mayores o igual al umbral de eficiencia de 0.8 establecido por la Resolución No. 0631 del 2015 (MinAmbiente de Colombia, 2015). $H_0: E \geq 0.8$ Hipótesis Alternativa (H_a). Las proporciones de fraccionamiento de las profundidades de los reactores conferidas en el arreglo experimental de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS conducen a obtener eficiencias (E) en la remoción de la MO menores al umbral de eficiencia de 0.8 establecido por la Resolución No. 0631 del 2015 (MinAmbiente de Colombia, 2015). $H_a: E < 0.8$
3	¿Cuáles son las estructuras de las ecuaciones matemáticas para los modelos híbridos y acoplados en la remoción de la materia orgánica en los lixiviados de relleno sanitario usando filtros anaeróbicos de flujo ascendente a través de múltiples fases separadas?	Formular los modelos híbridos y acoplados para el diseño de los filtros anaeróbicos de flujo ascendente a través de múltiples fases separadas en la remoción de materia orgánica de los lixiviados de relleno sanitario.	Hipótesis Nula (H_0). Los modelos híbridos y acoplados formulados para el diseño de los FAFA separados en múltiples fases incluyen estructuras matemáticas que representan un proceso de transporte y/o transformación en la remoción de la MO de los LRS. Hipótesis Alternativa (H_a). Los modelos híbridos y acoplados formulados para el diseño de los FAFA separados en múltiples fases incluyen estructuras matemáticas que representan más de un proceso de transporte y/o transformación en la remoción de la MO de los LRS.
4	¿Qué valores toman los parámetros cinéticos de los modelos híbridos y acoplados para la remoción de materia orgánica en los lixiviados de relleno sanitario usando filtros anaeróbicos de flujo ascendente a través de múltiples fases separadas?	Calibrar los modelos híbridos y acoplados para el diseño de los filtros anaeróbicos de flujo ascendente a través de múltiples fases separadas en la remoción de materia orgánica de los lixiviados de relleno sanitario.	Hipótesis Nula (H_0). El coeficiente de determinación (R^2) es mayor o igual a 0.60. $H_0: R^2 \geq 0.6$ Hipótesis Alternativa (H_a). El coeficiente de determinación (R^2) es menor a 0.60. $H_a: R^2 \leq 0.6$
5	¿Cuáles son las magnitudes de las diferencias entre los valores observados y los valores estimados mediante las ecuaciones calibradas en la etapa de prueba de los modelos híbridos y acoplados propuestos para la remoción de la materia orgánica en los lixiviados de relleno sanitario usando filtros anaeróbicos de flujo ascendente a través de múltiples fases separadas?	Validar los modelos híbridos y acoplados para el diseño de los filtros anaeróbicos de flujo ascendente a través de múltiples fases separadas en la remoción de materia orgánica de los lixiviados de relleno sanitario.	Hipótesis Nula (H_0). Los errores siguientes: error cuadrático medio (MSE), error absoluto medio (MAE), error porcentual absoluto medio (MAPE), error medio (ME) y error porcentual medio (MPE) son iguales a cero. Hipótesis Alternativa (H_a). Los errores siguientes: error cuadrático medio (MSE), error absoluto medio (MAE), error porcentual absoluto medio (MAPE), error medio (ME) y error porcentual medio (MPE) son diferentes a cero.

Capítulo III

Marco Metodológico

En este capítulo, se ha presentado el marco metodológico que ha dado soporte procedimental a la tesis doctoral, definiendo inicialmente el tipo de investigación, el diseño de la misma, la población y el procedimiento, ordenado, sistemático y secuencial de las actividades a desarrollar, que ha guardado relación con las fases de la investigación que se han presentado hacia el final del capítulo.

Tipo de Investigación

La investigación científica ha sido una actividad que se ha emprendido para encontrar la solución de un problema por la falta de conocimiento (Sabino, 2014) y ha sido considerada como un conjunto de procesos sistemáticos, que se han aplicado al estudio de un fenómeno (Hernández Sampieri et al., 2014), que ha pretendido, como en este caso a partir de los resultados experimentales, conocer los MH y los MA para predecir el comportamiento en la remoción de la MO de los LRS, mediante el uso de los FAFA-MFS y además para realizar el diseño de estas unidades, mediante una investigación científica y experimental (Maldonado et al, 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f).

Este trabajo ha sido científico porque mediante la aplicación de un método sistemático de la investigación se ha pretendido obtener la información relevante y fidedigna para entender y aportar al conocimiento (Hernández Sampieri et al., 2014) y además se ha apoyado fundamentalmente en los experimentos a nivel de laboratorio donde se han manipulado las variables (COV, t , proporciones volumétricas o altimétricas), para determinar el comportamiento de los reactores anaerobios en la bioremovición de los compuestos orgánicos, cuantificables en términos de la eficiencia como la variable respuesta (variable dependiente) (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f).

En cuanto al nivel, se ha determinado que esta investigación experimental ha sido cuantitativa porque ha propuesto realizar las mediciones, las magnitudes numéricas que han podido ser tratadas en el campo de la estadística. Así también, esta investigación ha sido correlacional-explicativa, por cuanto ha tenido como propósito demostrar que los cambios en la variable dependiente han sido causados por las variables independientes, situación acorde con lo expuesto por Palella Stracuzzi y

Martins Pestana (2010), correspondiendo con las concentraciones orgánicas de los efluentes de los reactores anaerobios (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f). Según Hernández Sampieri et al. (2014), la investigación correlacional ha tenido como finalidad conocer la relación o grado de asociación que ha existido entre dos o más conceptos, categorías o variables en una muestra o contexto en particular. Así mismo, según Hernández Sampieri et al. (2014), los estudios explicativos han ido más allá de la descripción de los conceptos o fenómenos o del establecimiento de las relaciones entre los conceptos; es decir, han estado dirigidos a responder por las causas de los eventos y los fenómenos físicos o sociales. Como su nombre lo ha indicado su interés se ha centrado en explicar por qué ha ocurrido un fenómeno y en qué condiciones se ha manifestado o por qué se han relacionado dos o más variables.

En esta investigación, los MH y los MA han sido intentos por explicar los cambios en la relación de la DQO de salida con respecto a la DQO de entrada a los FAFA de dos y tres fases separadas debido a los coeficientes cinéticos incluidos dentro de las estructuras matemáticas de los MH y los MA para representar a los procesos de transporte y transformación de los sustratos biodegradables dentro de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.

Así que mediante las mediciones periódicas de las variables de control se han obtenido los datos que se han presentado y han sido la expresión concreta que ha simbolizado algo real y ha sido digno de credibilidad ya que lo que se ha soportado numéricamente se ha aproximado a la manifestación y la descripción del fenómeno (Paella y Martins, 2012), del metabolismo bacteriano de los FAFA-MFS. Las respuestas cuantitativas al ser correlacionadas han permitido llegar al conocimiento buscado, con el objeto de mejorar el funcionamiento de los FAFA-MFS, centrando la investigación en tratar de explicar el proceso, estableciendo la correlación estadística de las variables en estudio, en este caso con tres COV, T y las relaciones volumétrica de los reactores, buscando que los resultados hayan reflejado el comportamiento de los reactores anaeróbicos de las fases separadas en las condiciones específicas de la operación establecidas en el diseño experimental (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f).

Diseño de la Investigación

En una investigación experimental a escala laboratorio que ha pretendido analizar la influencia simultánea de las varias variables independientes o los factores sobre la variable dependiente y la

interacción entre ellas, siendo ésta una característica propia de un diseño experimental factorial (Arnau, 1991).

El proyecto se ha desarrollado bajo un diseño experimental que ha utilizado tres factores (variables independientes): la COV, la temperatura (T) y la relación volumétrica (o de profundidades D) de las fases de cada reactor, con tres niveles operativos por cada variable: uno alto, otro medio y otro bajo para abarcar los posibles valores de las variables independientes y haber podido valorar estadísticamente los efectos también con los tres niveles de respuesta respectivamente, en nueve tratamientos, con el análisis de la varianza en los ensayos factoriales y la regresión de múltiple.

Diseño factorial $V^n = 3^3$ (42)

Este diseño ha permitido a nivel de laboratorio el dimensionamiento, la construcción, la operación y la evaluación de las tres (3) series de tres (3) reactores por serie, para un total de nueve (9) reactores DI-FAFS y nueve (9) reactores TRI-FAFS que han sido evaluados en la I Etapa de la investigación. En la Tabla 3 se muestran las características del diseño experimental para los reactores DI-FAFS y los reactores TRI-FAFS donde se ha observado un número de réplicas de 7 y un total de bloques de 8. El arreglo experimental ha resultado en una factorial de $3^3 = 27$ tratamientos, siendo k el número de los niveles de prueba en cada factor. Según Gutiérrez y De La Vara (2008), los diseños factoriales que han involucrado menos de cuatro factores se han corrido replicados para poder tener la potencia necesaria en las pruebas estadísticas sobre los efectos de interés. La eficiencia de la remoción de la MO ha correspondido a la variable de respuesta. Se han establecido ocho bloques para efectuar una comparación efectiva de los resultados obtenidos en la implementación del diseño experimental. En total se han llevado a cabo 216 corridas.

Tabla 3

Características del diseño experimental para los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS

Tipo	Descripción	Niveles
Factor experimental No. 1	COV	3
Factor experimental No. 2	Temperatura	3
Factor experimental No. 3	Relación del porcentaje volumétrico de las fases	3
Variable de respuesta	Eficiencia de remoción de la MO	1
Réplicas	Número de réplicas	7
Bloques	Número de bloques	8
Corridas	Número de corridas	216
Diseño experimental factorial (Tratamiento)		3^3

Parámetros de Diseño de los Filtros Anaerobios

Los parámetros más importantes en el diseño de los FAFA-MFS han sido (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f):

Tiempo de Retención Hidráulico. Ha sido definido como el tiempo promedio que ha tardado el agua residual en recorrer el volumen útil del reactor desde la entrada hasta la salida, mientras ha sido sometida al biotratamiento, parámetro estrechamente relacionado con la eficiencia del proceso de la biodegradación, parámetro que se calcula por la Ecuación 43:

$$TRH = V/Q \quad (43)$$

Dónde: TRH = Tiempo de retención hidráulica (d), V = Volumen del filtro (m^3),

Q = Caudal en el afluente ($m^3 d^{-1}$).

De manera general para el tratamiento de las ARD, el diseño del FAFA-MFS ha sido regido por el TRH. Diferentes estudios en los FAFA de una sola fase han sido realizados aplicando el TRH entre 3 - 96 horas: 3 - 10 horas (Pérez, et al 2016); 4 - 36 horas (Comisión Nacional del Agua, 2015); 6.43 -12.85 horas (Galindo et al., 2016); 24 - 48 horas (Metcalf y Eddy, 1991, 2003); 24 horas (Droste y Gehr, 2018) y en otras 96 horas (Malina, 1992).

Carga Orgánica Volumétrica (COV). En los FAFA-MFS, la COV ha sido referida a la carga de la MO aplicada por unidad de volumen o con medio empacado del filtro y se ha calculado mediante la Ecuación 44 (Chernicharo de Lemos, 2007):

$$COV = (Q \cdot Si)/V \quad (44)$$

Siendo: COV expresada, en kg DQO (o $DBO_{5,20}$) $m^{-3} d^{-1}$, Si la concentración total de DQO o $DBO_{5,20}$ en el afluente, en $mg L^{-1}$.

El volumen del reactor (V) ha sido determinado despejándolo de la Ecuación 45, quedando la siguiente expresión:

$$V = (Q \cdot So)/COV \quad (45)$$

Se ha mencionado que los estudios realizados en los filtros anaerobios (Chernicharo de Lemos, 2007) han obtenido buenos resultados aplicando COV entre 0.25 - 0.75 kg $DBO_{5,20}$

$\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ (tomando en cuenta el volumen del filtro empacado), sin embargo, se han reportado la COV entre $1.0 - 4.0 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{d}^{-1}$ (Metcalf y Eddy, Inc., 2003), de $3.7 - 5.1 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{d}^{-1}$ (Cárdenas Calvachi y Ramos Ramos, 2009), entre otros.

Volúmen del Filtro Anaerobio de Flujo Ascendente. Ha sido la capacidad del reactor para almacenar el medio filtrante o de soporte y el agua residual a tratar, que se ha determinado con la Ecuación 46:

$$V = Q \cdot TRH \quad (46)$$

Dónde: V = Volumen del filtro anaerobio (m^3)

Q = Caudal en el afluente ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$) y

TRH = Tiempo de Retención Hidráulico (d)

Profundidad del Filtro (D). Para los filtros empacados de flujo ascendente los valores más usados de la profundidad o las alturas útiles han variado entre 1.2 y 12 m, aunque otros han reportado las alturas totales entre 3 y 13 m (Metcalf y Eddy, Inc., 2003), con los bordes libre entre 0.5 y 1.0 m y el dren bajo el reactor desde 0.5 a 1.0 m (Chernicharo de Lemos, 2007).

En los filtros de flujo ascendente convencionales (una sola fase), las alturas en el lecho filtrante han variado a criterio del diseñador, sin embargo, ha sido común la altura de 1.2 m cuando se han tratado aguas residuales con las concentraciones menores de $2000 \text{ mg DQO L}^{-1}$; pero cuando se han tratado las aguas residuales con las concentraciones mayores de 2000 mg L^{-1} han debido usarse las alturas mínimas de 2.0 m, mientras que; de acuerdo con Young y Yang (1989), las alturas de los filtros empacados han sido referenciadas, variando entre 3 - 12 m para los filtros de flujo ascendente de la alta tasa.

Diámetro del Filtro (Φ). El área ha sido otro parámetro importante del reactor, que ha podido ser cuadrada o rectangular y de ser circular se ha debido considerar el diámetro del filtro anaerobio, que a la escala real ha podido medir desde 2 a 8 m (Comisión Nacional del Agua, 2015).

Área Superficial Específica (S_a). Ha sido la relación entre el área total de la superficie de un material que ha sido utilizado como medio de soporte y el volumen que ha ocupado ($\text{m}^2 \text{m}^{-3}$), el parámetro ha sido muy importante en muchos procesos físicos, químicos y microbiológicos que han tenido lugar en la superficie de los sólidos, como los medios fijos que han servido de soporte para la formación de la biopelícula adherida. En los FAFA se ha encontrado que, a mayor área superficial,

mayor número de microorganismos adheridos y en consecuencia, mejor respuesta en el proceso de la biorremediación. Se ha calculado mediante la Ecuación 47:

$$Sa = As/V_f \quad (47)$$

Dónde Sa = Área superficial específica del medio, $m^2 m^{-3}$, As = Área superficial del reactor, m^2 , V_f = Volumen del filtro, m^3

Eficiencias de los FAFA. Para los FAFA de fase única que han funcionado con un flujo pistón, de manera empírica y a partir de los datos experimentales se ha formulado a la ecuación para determinar la eficiencia de estos reactores en función del TRH propuesto en la Ecuación 48 (Van Haandel et al., 2006):

$$E = 100 \cdot (1 - 0.87 \cdot TRH^{0.5}) \quad (48)$$

Dónde: E = Eficiencia de un filtro anaerobio (%), TRH = Tiempo de Retención Hidráulica (horas), 0.87 = Coeficiente empírico del sistema, 0.50 = Coeficiente empírico del medio filtrante.

Concentración de la MO en el Efluente (S_e). La concentración ha sido estimada de la MO ($DBO_{5, 20}$) en el efluente del FAFA de fase única y determinada con la Ecuación 49 (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f):

$$S_e = (S_i - E \cdot S_i)/S_o \cdot 100 \quad (49)$$

Dónde: S_e = Concentración total de $DBO_{5, 20}$ en el efluente ($mg L^{-1}$), S_i = Concentración total de $DBO_{5, 20}$ en el afluente, ($mg L^{-1}$), E = Eficiencia en la remoción de la materia orgánica (%).

Relación de Recirculación (R). Ha sido definido como el valor porcentual que ha definido el caudal que se ha recirculado desde el efluente de un reactor o de una PTAR y que tiene incidencia en la eficiencia de los biorreactores que se ha cuantificado con base en el caudal afluente según la Ecuación 50 (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f):

$$R = Qr/Q \quad (50)$$

Siendo : R = Relación de recirculación (%), Qr = Caudal que se recircula, $m^3 s^{-1}$,

Q = Caudal de diseño (afluente), $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$

Población

La población ha correspondido al universo y ha sido en conjunto todo (Hernández Sampieri et al, 2014). En esta investigación se ha correspondido al total de los nueve (9) reactores propuestos, dispuestos y evaluados durante los periodos variables de tiempo hasta haber logrado las condiciones estables; de los reactores dispuestos en tres (3) series, con tres (3) reactores por serie, tanto en los reactores DI-FAFS como en los reactores TRI-FAFS.

Etapas de la Investigación

Primera Etapa – Experimental

En esta etapa experimental se ha obtenido la información base para desarrollar esta investigación, es decir se han descrito los métodos para obtener las características del sustrato, la evaluación de los lodos semilla mediante la actividad metanogénica específica (AME); la selección del lodo y el procedimiento de la inoculación de los reactores, que evaluados en las condiciones estables reportan el volumen óptimo y las eficiencias de los reactores DI-FAFS y de los reactores TRI-FAFS (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f).

Descripción de las Características del LRS sustrato de los FAFA-MFS. La descripción se ha realizado a los resultados de los análisis de laboratorio de los lixiviados suministrados como afluentes y utilizados como sustrato en los reactores DI-FAFS y en los reactores TRI-FAFS. El sustrato ha provenido del RS “Guayabal” (RSG), Municipio San José de Cúcuta, Departamento Norte de Santander, Colombia, ubicado en las siguientes coordenadas geográficas: latitud N 08°00'24” y N 08°01'08” y longitud O 72°30'17” y O 72°31'07”.

Toma de Muestras del Sustrato. Técnicamente se han tomado los resultados de los análisis de las muestras puntuales de los lixiviados recolectados (una cada dos días) para la caracterización durante dos semanas en el punto de entrada al sistema de almacenamiento del RS. Las muestras han sido preservadas y transportadas hasta el Laboratorio de Control de Calidad de la UNIPAMPLONA para los respectivos análisis (Maldonado et al, 2018a-f, 2020).

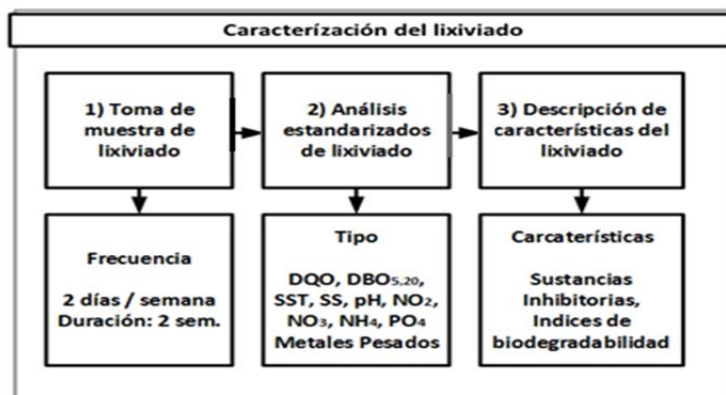
Análisis Estandarizados de los LRS. Los parámetros físicos, químicos y microbiológicos del residuo líquido orgánico complejo, el sustrato de los FAFA-MFS, han sido objeto de análisis,

mediante los métodos estandarizados (SM: standard methods, por sus siglas en inglés) (Rice et al., 2012). Los parámetros de interés sanitario de los lixiviados como sustrato han sido los siguientes: la $\text{DBO}_{5, 20}$ (SM 5210 B), la DQO (SM 5220 D), el pH (SM 4500-H+B), el color (SM 2120B), la turbiedad (SM 2130 B), la alcalinidad total (SM 2320 B), la acidez total (SM 2310 B), la dureza total (SM 2340 C), los sulfatos (SM 4500-SO₄²⁻ B), la conductividad eléctrica (SM 2510 B), el hierro total (SM 3120 B), el OD, los AGV, el nitrógeno orgánico, el nitrógeno amoniacal, los nitritos (SM 4500-NO₂ C), los nitratos (SM 4500-NO-B), el nitrógeno total Kjeldahl (NTK), el fósforo total (SM 4500-P), los ST (SM 2540 B), los SST (SM 2540 C), los SSV (SM 2540 E), los SS (SM 2540 F), los fosfatos (SM 4500-P C), los detergentes, las grasas y aceites (SM 5520 D), los metales pesados, los coliformes fecales (SM 9221 B, E 9222 B) y los coliformes totales (SM 9221 B, E 9222 B) (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-f).

Descripción de las Características del Lixiviado. Se ha realizado a los resultados de los análisis de laboratorio de los lixiviados afluentes de los reactores DI-FAFS y en los reactores TRI-FAFS, el sustrato proveniente del RSG de Cúcuta, ha sido analizado aplicando los métodos estandarizados (Rice et al., 2012) (Figura 4). Este vertedero ha funcionado desde hace más de 15 años; recibiendo un promedio de los RSU de 850 ton d⁻¹ provenientes de 20 Municipios (Perozo, 2015).

Figura 4

Descripción del proceso de caracterización de los LRS

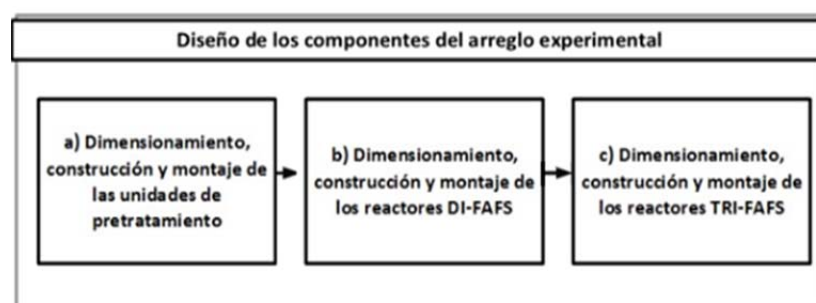


Descripción de las Características de los Componentes del Arreglo Experimental Operativo de los FAFA-MFS en el Proceso de la Remoción de la MO de los LRS. La descripción de las características de los componentes del arreglo experimental para los FAFA-MFS se ha

desarrollado secuencial mediante el siguiente proceso de diseño experimental (Figura 5): a) el dimensionamiento, la construcción y el montaje de las unidades de pretratamiento b) el dimensionamiento, la construcción y el montaje de los reactores DI-FAFS, los que una vez operados han permitido determinar los volúmenes óptimos c) el dimensionamiento, la construcción y el montaje de los reactores TRI-FAFS.

Figura 5

Diseño experimental para los reactores FAFA-MFS



Dimensionamiento, Construcción y Montaje de las Unidades de Pretratamiento. Se ha realizado siguiendo las normas técnicas RAS-2000 para la construcción y el montaje de la trampa de grasas y el sedimentador primario a la escala laboratorio, para remover del sustrato, los SST, las grasas, los aceites y las grasas flotantes (Maldonado et al, 2018a-f, 2020).

Sistema de Suministro del Sustrato Pretratado. Se ha dispuesto de un sistema de alimentación por bombeo para garantizar el suministro de sustrato pretratado y diluido, ajustable a las tres temperaturas preestablecidas; el sustrato almacenado, mezclado y succionado e impulsado con el caudal constante para garantizar el TRH en cada reactor (18 h en los reactores DI-FAFS y de 16 h en los reactores TRI-FAFS) y la aplicación de las tres COV también preestablecidas en el diseño experimental, mediante tres sistemas de alimentación presurizados, uno por cada serie de tres reactores, para un total de tres y por ende nueve reactores (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

Dimensionamiento, Construcción y Montaje de los Reactores DI-FAFS. El sistema evaluado ha sido conformado por tres (3) series de reactores, con tres (3) filtros en cada serie para un total de nueve (9) reactores DI-FAFS (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

Debido a que todos los reactores han tenido el mismo diámetro, para variar los volúmenes de los reactores se han variado las profundidades. Cada serie tiene tres (3) reactores DI-FAFS, el reactor R1 ha tenido la F1 con una profundidad D_1 del 20 % D_T (mínima) y la F2 ha tenido una profundidad D_2 del 80 % D_T (máxima), el segundo reactor R2 ha dispuesto en la F1 de una profundidad D_1 del 50 % D_T (media) y en la F2 de una profundidad D_2 también igual al 50 % D_T (media) y el tercer reactor R3 en la F1 una profundidad del 80 % D_T (máxima) y en la F2, una profundidad del 20 % D_T (mínima), cumpliendo siempre la condición que la sumatorias de las profundidades de las F1 y F2 han debido ser igual a la altura total del reactor de la fase única que se ha tomado de referencia (Tabla 4, Figura 6).

Tabla 4

Fases y porcentajes volumétricos de F1 y F2 en cada serie de los reactores DI-FAFS

FASE	DI-FAFS	DI-FAFS	DI-FAFS
	Volumen (%)	Volumen (%)	Volumen (%)
F2	80·VT	50	20·VT
F1	20·VT	50	80·VT

Nota: VT = Volumen Total del Reactor

Para cada serie de tres reactores DI-FAFS se ha dispuesto de un montaje independiente, dónde se han aplicado a cada reactor tres COV diferentes: COV_1 (baja) = 2.25 kg DQO $m^{-3} d^{-1}$, COV_2 (media) = 3.45 kg DQO $m^{-3} d^{-1}$, COV_3 (alta) = 4.64 kg DQO $m^{-3} d^{-1}$, con los lixiviados impulsados hacia cada reactor por una bomba dosificadora con un caudal constante (Figuras 6 y 7) (Maldonado et al, 2018a-f; 2020, 2022a,b).

La operación de los nueve reactores se ha realizado con tres temperaturas diferentes e incrementales T_1 (baja) = 20 °C, T_2 (media) = 27 °C y T_3 (alta) = 34 °C, monitoreadas con los sensores y controladas con los contactores que han garantizado la temperatura estable con una variación de ± 2 °C, iniciando la operación con T_1 (baja) de 20 °C de manera simultánea en todas las tres series de los reactores DI-FAFS, que secuencialmente se han incrementado T_2 (media) = 27 °C y T_3 (alta) = 34 °C hasta que se han logrado las condiciones de estado estable (CEE) en cada uno de los 9 reactores monitoreados (Maldonado et al, 2018a-f; 2020, 2022a,b).

Cada serie de los reactores DI-FAFS han sido alimentados por un tanque termostatado y agitado (depósito) desde donde el lixiviado (sustrato pretratado) se ha impulsado con una bomba peristáltica hasta las F1 de cada reactor, ingresando por la parte inferior, con un recorrido ascendente

hasta salir por la parte superior de esta primera fase, continuando en la serie y de manera secuencial en la F2, donde en cada salida del reactor se ha instalado un separador de las fases, para extraer del efluente tratado y el biogás producido. Las tres series de los reactores DI-FAFS han tenido los volúmenes porcentuales que se han presentado en las Figuras 7 y 8 (Maldonado et al, 2018a-f; 2020, 2022a,b).

Figura 6
Esquema del montaje de un reactor DI-FAFS

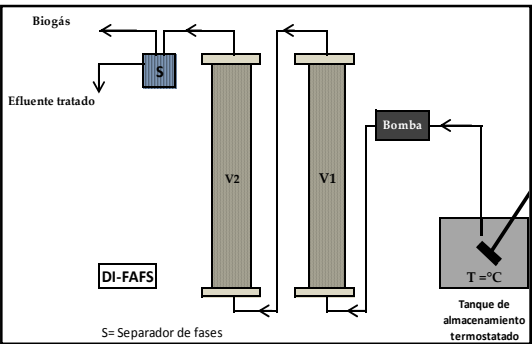


Figura 7
Esquema general del dimensionamiento y montaje de las tres series de reactores DI-FAFS

SERIE	SERIE 1			SERIE 2			SERIE 3		
NÚMERO DEL REACTOR	R1	R2	R3	R1	R2	R3	R1	R2	R3
SGL = SEPARADOR GAS-LIQUIDO	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas
E = EFFLUENTES	SGL → E	SGL → E	SGL → E	SGL → E	SGL → E	SGL → E	SGL → E	SGL → E	SGL → E
FASE II	80%	50%	20%	80%	50%	20%	80%	50%	20%
FASE I	20%	50%	80%	20%	50%	80%	20%	50%	80%
BOMBAS	B	B	B	B	B	B	B	B	B
TANQUE DE ALIMENTACION	SERIE 1	SERIE 1	SERIE 1	SERIE 2	SERIE 2	SERIE 2	SERIE 3	SERIE 3	SERIE 3

Nota: Vol. = 4.11 L de cada DI-FAFS

Realización de la AME de los Lodos. Ha sido un bioensayo que ha permitido determinar la capacidad que han tenido los SSV de un lodo anaerobio para biodegradar un sustrato específico en las condiciones anóxicas, las cuales han sido medidas en función de la producción de metano (Maldonado et al, 2018a-e; 2020, 2022a,b).

Inicialmente se han localizado y muestreado varios lodos anaerobios de las diferentes PTAR, que se han evaluado mediante la determinación de la AME, cuyo ensayo ha permitido medir la capacidad de la biomasa de cada lodo para convertir los sustratos orgánicos en metano y dióxido de carbono. Se han determinado cuatro índices: 1) la tasa (R) de producción de metano; 2) la AME; 3) el incremento observado de aumento de la actividad (IOAA); 4) el incremento teórico esperado del aumento de la actividad (ITEAA) de los lodos y habiendo establecido que si $IOAA < 2 \cdot ITEAA$, en consecuencia; la respuesta del microorganismo al sustrato ha sido debido al crecimiento más que a la adaptación y viceversa (Lozada y Pérez, 2010).

Para la realización del ensayo de la AME se han preparado las siguientes soluciones:

a) *Solución Madre:* Se ha requerido con una concentración de $100 \text{ g DBO}_{5, 20} \text{ kg}^{-1}$, aportada por la mezcla de los AGV. La solución se ha preparado con los porcentajes en peso con una composición de los AGV de C2: C3: C4 = 24: 34: 42 (% $\text{DBO}_{5, 20}$) siendo C2 = ácido acético, C3 = ácido propiónico y C4 = ácido butírico, empleando las siguientes cantidades analíticas: 22.50 g ácido acético (21.47 mL), 22.46 g ácido propiónico (22.6 mL), y 23.10 g ácido butírico (24.14 mL) en un litro de agua destilada (Maldonado et al, 2018a-e; 2020, 2022a,b).

b) *Macronutrientes.* La concentración de los macronutrientes ha requerido las siguientes concentraciones. Los compuestos químicos usados como micronutrientes han sido identificados según la nomenclatura de la Unión Internacional de Química Pura y Aplicada, IUPAC (International Unión of Pure and Applied Chemistry, por sus siglas en inglés) (Maldonado et al., (2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, (2021, 2022a-e).

- NH_4Cl (cloruro de amonio) = 170 g L^{-1}
- KH_2PO_4 (fosfato dihidrógeno de potasio) = 37 g L^{-1}
- $\text{CaCl}_2\text{H}_4\text{O}_2$ (calcio; dicloruro; dihidrato) = 8 g L^{-1}
- $\text{MgSO}_4\cdot\text{H}_2\text{O}$ = 9 g L^{-1}
- NaHCO_3 (sodio; carbonato de hidrógeno) = 1000 mg L^{-1}

c) *Micronutrientes.* Los siguientes han sido los compuestos trazas esenciales para el normal funcionamiento metabólico de la población metanogénica presente en los lodos; identificados según la nomenclatura IUPAC:

- $\text{Cl}_3\text{FeH}_{12}\text{O}_6$ (triclorohierro; hexahidrato) = 2000 mg L^{-1}
- ZnCl_2 (diclorozinc) = 50 mg L^{-1}
- $\text{Cl}_2\text{CuH}_4\text{O}_2$ (diclorocobre; dihidrato) = 30 mg L^{-1}
- $\text{Cl}_2\text{H}_8\text{MnO}_4$ (dicloromanganeso; tetrahidrato) = 500 mg L^{-1}
- $\text{H}_{32}\text{Mo}_7\text{N}_6\text{O}_{28}$ (azano; dihidroxi(dioxo)molibdeno; trioxomolibdeno; tetrahidrato) = 90 mg L^{-1}
- $\text{AlCl}_3\text{H}_{12}\text{O}_6$ (aluminio; tricloruro; hexahidrato) = 50 mg L^{-1}
- $\text{Cl}_2\text{CoH}_{12}\text{O}_6$ (cobalto(2+); cloruro; hexahidrato) = 2000 mg L^{-1}
- $\text{Cl}_2\text{H}_{12}\text{NiO}_6$ (dicloroníquel; hexahidrato) = 50 mg L^{-1}
- $\text{H}_{10}\text{Na}_2\text{O}_8\text{Se}$ (disódico; selenita; pentahidrato) = 100 mg L^{-1}
- $\text{C}_{10}\text{H}_{16}\text{N}_2\text{O}_8$ (Ácido Etilendiaminotetraacético) = 1000 mg L^{-1}
- HCl 36 % = 1.0 mL L^{-1}
- $\text{C}_{12}\text{H}_7\text{NO}_4$ (7-hidroxi-10-oxidofenoxazin-10-io-3-ona) Indicador de Potencial Redox (Resazurin) = 500 mg L^{-1}

d) *Condiciones experimentales.* Para cada lodo semilla o inoculo son las siguientes:

- Volumen útil del recipiente = 1.0 L
- Concentración de los lodos = $1.36 \text{ g SSV L}^{-1}$
- Concentración de los AGV = 4.0 g DQO L^{-1}
- Temperatura = 27°C y $\text{pH} = 7.10$

Sistema sin agitación

e) *Procedimiento.* Para realizar la AME se ha procedido de la siguiente manera (Maldonado et al, 2018a-f; 2020; 2022a,b):

- Se ha tomado un balón aforado de 1.0 L y se le ha agregado inicialmente agua potable hasta la mitad del volumen útil (500 mL).
- Se le han adicionado los AGV (acético, propiónico y butírico) agregando 40 mL de la solución madre para permitir una concentración de 4.0 g DQO L^{-1} en el reactor.

- Se han agregado en cada solución una concentración de nutrientes igual a 2 mL L⁻¹, ya que la concentración del lixiviado (DQO) ha debido ser mayor de 3000 mg L⁻¹
- Se han adicionado en el balón una cantidad de lodo que ha permitido una concentración de los SSV igual 1.36 g L⁻¹.
- Se han agregado 0.2 g L⁻¹ de extracto de la levadura.
- Se ha aforado el volumen útil del reactor con el agua potable.
- Se ha burbujeado cada reactor o balón con el nitrógeno gaseoso a través del líquido por tres minutos.

En ese momento se ha iniciado el experimento de manera simultánea en todos los lodos que han estado en la evaluación. Los montajes se han realizado para cada lodo y se han colocado dentro de una incubadora a las temperaturas entre 30 °C y 35 °C (Chernicharo de Lemos, 2007).

Cada seis horas se han registrado los datos del volumen de la solución de hidróxido de sodio desplazado en una probeta 100 mL, volumen que también ha correspondido a la producción de metano. Estas lecturas se han realizado hasta que la producción de metano ha sido constante en el tiempo, los datos que se han graficado para mostrar la tendencia de las curvas generadas por el “Volumen acumulado Vs. Tiempo”.

Seguidamente se ha realizado la segunda alimentación con los AGV, los nutrientes y los extractos de levadura, similares a la anterior y se ha continuado con las mediciones diarias de gas hasta que la nueva pendiente de la curva en referencia ha tendido también a cero.

f) Cálculos de la AME y la selección del lodo o inóculo. La determinación de la AME se ha calculado con las siguientes ecuaciones que han permitido establecer la mayor AME según Pérez y Torres (2008), Maldonado Maldonado (1993) y Lozada y Pérez (2010):

$$AME = ((R \cdot 24)/(FC \cdot V \cdot SSV)) \quad (51)$$

Dónde: AME se expresa en g DQO_{CH4} g SSV⁻¹ d⁻¹

R = Tasa de producción de metano en mL CH₄/h⁻¹; 24 = h d⁻¹

FC = Factor de corrección en mL CH₄ g DQO⁻¹ y es f(temperatura y la Presión atmosférica).

V = Volumen del digestor o recipiente (L)

SSV = Sólidos Suspendidos Volátiles (g L⁻¹)

En las condiciones normales (760 mm Hg y temperatura de 20 °C) un lodo anaeróbico se ha producido 350 mL de CH₄ por gramo DQO. La cuantificación de metano producido por lodo se ha realizado bajo las condiciones de presión atmosférica del sitio de la ubicación del laboratorio, pero en un rango de temperatura entre 30 °C – 35 °C, siendo necesario calcular la presión atmosférica para el ensayo mediante la Ecuación 46 (Pérez y Torres, 2008):

$$FC = 350 \text{ mL} \frac{\text{CH}_4}{\text{g}} \text{DQO} \cdot \left(\frac{273 + \text{Temperatura}}{273} \right) / (760 \text{ mmHg} / \text{Presión}) \quad (52)$$

g) *Cálculo del ITEAA.* Se realiza de la siguiente manera:

$$\text{Para } T = 30 \text{ °C} \quad \text{ITEAA} = \frac{0.02 \cdot \text{DQO} \cdot \text{AGV} \cdot 3.0}{\text{SSV} \cdot \text{AME} - \text{Ri}} \quad (53)$$

$$\text{Para } T = 20 \text{ °C} \quad \text{ITEAA} = \frac{0.02 \cdot \text{DQO} \cdot \text{AGV} \cdot 1.5}{\text{SSV} \cdot \text{AME} - \text{Ri}} \quad (54)$$

Dónde:

0.02 = Producción celular de metano-bacterias (g (SSV) g DQO⁻¹ L⁻¹)

DQO_{AGV} = AGV en el sustrato usado durante la primera alimentación (g DQO/L⁻¹)

3.0 (o 1.5) = Actividad celular de las metano-bacterias puras (g DQO-CH₄ g SSV⁻¹ d⁻¹)

AME₁ = AME del lodo medida durante la primera alimentación (g DQO-CH₄ g SSV⁻¹ d⁻¹)

SSV = Sólidos Suspendidos Volátiles (mg L⁻¹)

Ri = Valor de la pendiente generada por la curva del volumen de metano
acumulado Vs. Tiempo durante la primera alimentación.

Cálculo del IOAA. Según la Ecuación 55:

$$\text{IOAA} = (\text{AME}_2 - \text{AME}_1) / \text{AME}_1 \quad (55)$$

Dónde: AME₁ se ha correspondido con el lodo medida durante la primera alimentación (g DQO g SSV⁻¹ d⁻¹)

AME₂ se ha correspondido con el lodo medida durante la segunda alimentación (g DQO g SSV⁻¹ d⁻¹).

Condiciones:

Si $IOAA > 2 \cdot ITEAA$, entonces el aumento que se ha observado en la actividad se ha debido principalmente a la adaptación y la actividad de la segunda alimentación ha sido la actividad del lodo.

Si $IOAA < 2 \cdot ITEAA$, entonces el aumento que se ha observado en la actividad se ha debido principalmente al crecimiento esperado de las bacterias metanogénica y la actividad de la primera alimentación ha sido la actividad del lodo.

Selección del Lodo Inóculo. Se ha seleccionado teniendo en cuenta los resultados del ensayo de AME que se han realizado siguiendo la metodología propuesta por Lozada y Pérez, (2010) y ha consistido en seleccionar el lodo que ha reportado la mayor AME teniendo presente los criterios del comportamiento de las bacterias de los lodos evaluados por la adaptación o por el crecimiento (Maldonado et al, 2018a-f; 2020, 2022a,b).

Inoculación de los Reactores DI-FAFS. La inoculación se ha realizado con el lodo de la mayor AME, llenando un tercio del volumen de cada una de las fases de los nueve (9) reactores DI-FAFS (Maldonado et al, 2018a- e; 2020, 2022a,b).

Formación de la Biopelícula Adherida al Medio de Soporte. Se ha logrado mediante un proceso inicial de la recirculación de solo las ARD en todos los reactores DI-FAFS inoculados, durante un tiempo estimado de una semana (Maldonado et al, 2018a-f; 2020, 2022a,b).

Adaptación de la Biopelícula al Sustrato. Se ha realizado recirculando a temperatura de $T_1 = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ una de las mezclas de ARD y el sustrato (LRS), donde la proporción volumétrica de este último se ha incrementado periódicamente en un 5 % para pasar en 20 días de 0 a 100 %, mientras que la proporción volumétrica de las ARD ha decrecido simultánea un 5 % de 100 a 0 %, hasta recircular en todo el reactor solo el LRS en una concentración inicial predefinida (Maldonado et al, 2018a- f, 2020,2022a,b).

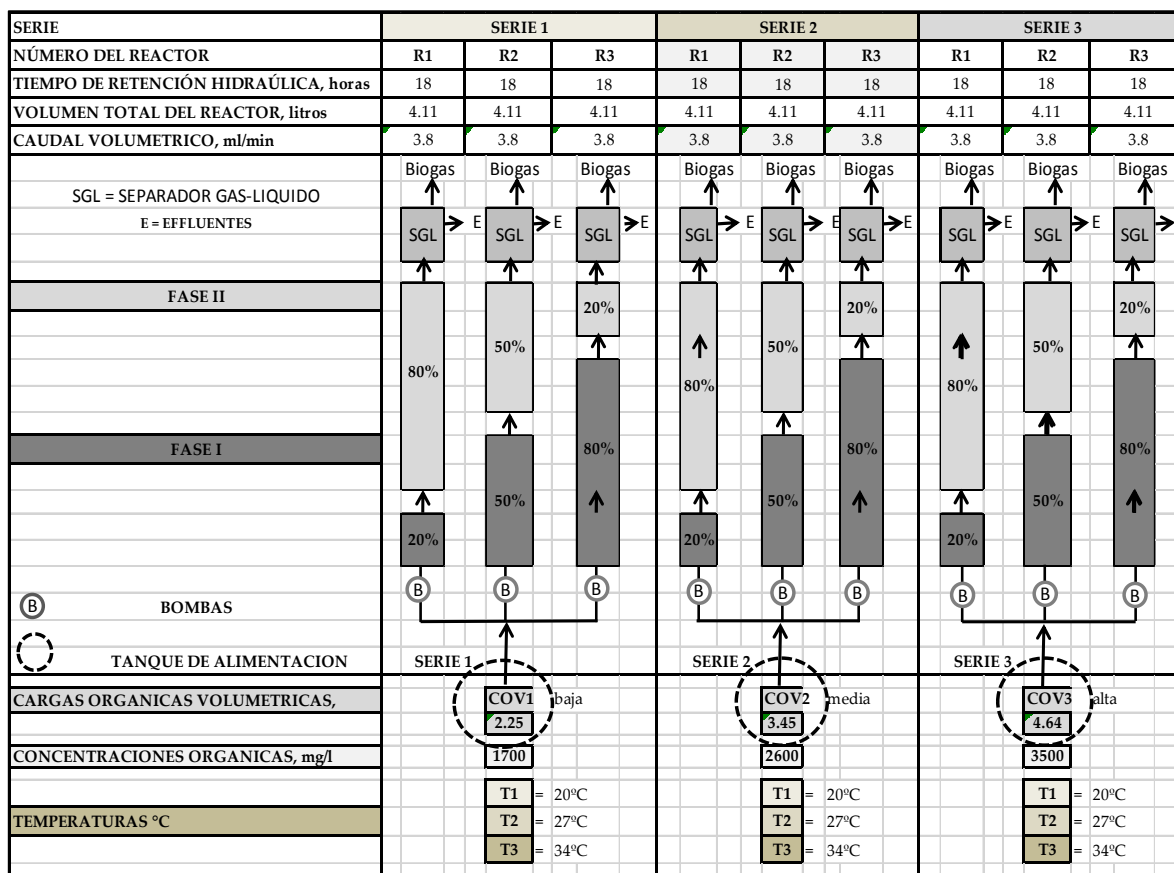
Arranque y Operación de los Reactores DI-FAFS. Se ha iniciado con la temperatura baja ($T_1 = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$) en todos los 9 reactores, aplicando a los tres reactores DI-FAFS de la serie No. 1 la $COV_1 = 2.25\text{ kg DQO m}^{-3}\text{d}^{-1}$ (baja), a los reactores de la serie No. 2 la $COV_2 = 3.45\text{ kg DQO m}^{-3}\text{d}^{-1}$ (media) y a los reactores de la serie No. 3 la $COV_3 = 4.64\text{ kg DQO m}^{-3}\text{d}^{-1}$ (alta) aportada por el LRS bombeado con el caudal constante desde el tanque de almacenamiento de cada serie. El sustrato se ha preparado mediante la dilución a la concentración requerida y la operación se ha realizado hasta lograr las CEE

igual a la variabilidad máxima de la eficiencia $\pm 5 \%$) en todos los reactores (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

Una vez se ha logrado la estabilidad operativa en los 9 reactores con la temperatura baja ($T_1 = 20^\circ\text{C}$), la operación se ha continuado de manera similar ahora incrementando a la temperatura media ($T_2 = 27^\circ\text{C}$) y finalmente a la temperatura alta ($T_3 = 34^\circ\text{C}$), operando los reactores de manera similar, hasta que se ha logrado las CEE en todos los reactores (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

Figura 8

Esquema detallado del dimensionamiento y montaje según diseño experimental de tres series y nueve reactores DI-FAFS



Cuantificación de las Eficiencias de los Reactores DI-FAFS. La evaluación de los reactores DI-FAFS se ha realizado cuantificando las eficiencias máximas reportadas en cada uno de los rectores,

medidas en la CEE. Los resultados han conformado la base de datos para conocer los reactores DI-FAFS con mejor comportamiento en términos de las eficiencias (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

Evaluación de los Reactores DI-FAFS. La evaluación de los reactores DI-FAFS se ha realizado partiendo de los datos del reporte de las mediciones de las eficiencias de cada reactor en las CEE, cuando se ha logrado la máxima eficiencia del reactor con una variación que ha oscilado entre $\pm 5\%$ mantenida a lo largo del tiempo. De esta manera, se han obtenido las 27 eficiencias máximas del reactor DI-FAFS, que se correlacionan con las variables tales como, la temperatura, la COV, las relaciones volumétricas o de las profundidades de los reactores (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

Determinación de los Volúmenes Óptimos de los Reactores DI-FAFS. Se ha realizado con base en los datos con las eficiencias máximas de todos los reactores DI-FAFS y el reactor que haya registrado la mayor eficiencia ha sido seleccionado como el reactor óptimo, cuyos porcentajes volumétricos de las F1 y F2 han sido considerados como los óptimos (Maldonado et al, 2018a-f, 2020, 2022a,b).

Procesamiento Estadístico de los Resultados de los Reactores DI-FAFS. Se ha realizado aplicando la metodología de las superficies de respuesta (MSR) como la estrategia experimental de los análisis matemáticos y los estadísticos (Maldonado et al., (2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al., 2021, 2022a-e).

Dimensionamiento, Construcción y Montaje de los Reactores TRI-FAFS. El sistema ha sido conformado por los nueve reactores TRI-FAFS, separados en las tres series, con los tres reactores por serie (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

Debido a que todos los reactores han tenido el mismo diámetro, para variar los volúmenes de los reactores se han variado las profundidades, así que el reactor TRI-FAFS se ha dividido en tres fases: la F1 con una profundidad D_1 y la F2 con una profundidad D_2 , cuya sumatoria de profundidades ha sido igual a la altura de la F1 del reactor DI-FAFS óptimo y la F3 del reactor TRI-FAFS ha sido igual a la altura de la F2 el DI-FAFS óptimo, que se ha mantenido igual en los nueve rectores (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e), así:

El reactor R1 ha tenido: en la F1 una profundidad D_1 equivalente al 20 % de la altura de la F1 del reactor DI-FAFS óptimo; en la F2 una profundidad D_2 equivalente al 80 % de la altura de la F1 del reactor DI-FAFS óptimo y en la F3 con una profundidad D_3 igual a la altura de la F2 del reactor DI-FAFS óptimo (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

El reactor R2 ha tenido en la F1 una profundidad D_1 equivalente al 50 % de la altura de la F1 del reactor DI-FAFS óptimo; en la F2 una profundidad D_2 equivalente al 50 % de la altura de la F1 del reactor DI-FAFS óptimo y en la F3 una profundidad D_3 igual a la altura de la F2 del DI-FAFS óptimo (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

El reactor R3 ha tenido: en la F1 con una profundidad D_1 equivalente al 80 % de la altura de la F1 del reactor DI-FAFS óptimo, en la F2 con una profundidad D_2 equivalente al 20 % de la altura de la F1 del reactor DI-FAFS óptimo y la F3 con una profundidad D_3 igual a la altura de la F2 del reactor DI-FAFS óptimo (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

En la Tabla 5 se presentan los porcentajes volumétricos de las F1, F2 y F3 de los reactores TRI-FAFS de cada serie y cumpliendo la condición de que la sumatorias de los volúmenes de las F1, F2 y F3, hayan sido iguales al volumen total del reactor de la fase única que se ha tomado de la referencia y desde luego que la sumatoria de los TRH en las tres fases han debido ser igual al TRH total del reactor de la fase única. En las Figuras 9 y 10 se ilustra la disposición operativa de un reactor TRI-FAFS (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

Tabla 5

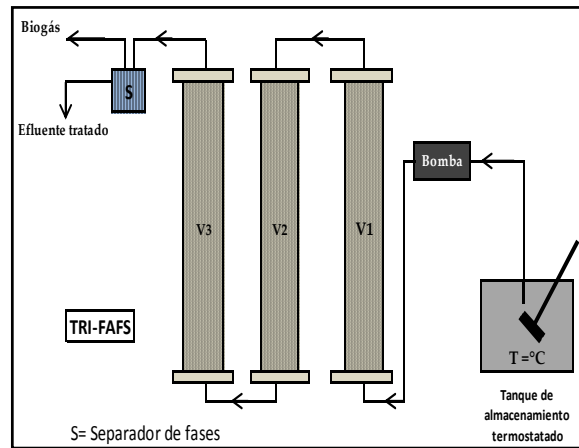
Fases y porcentajes volumétricos de F1, F2 y F3 en cada serie de los reactores TRI-FAFS

FASE	TRI-FAFS No. 1	TRI-FAFS No. 2	TRI-FAFS No. 3
	Volumen (%)	Volumen (%)	Volumen (%)
F3	$80 \% \cdot VT = V2 \text{ óptimo } (DI - FAFS)$	$80 \% \cdot VT = V2 \text{ óptimo } (DI - FAFS)$	$80 \% \cdot VT = V2 \text{ óptimo } (DI - FAFS)$
F2	$80 \% \cdot V1 \text{ óptimo } (DI - FAFS)$	$50 \% \cdot V1 \text{ óptimo } (DI - FAFS)$	$20 \% \cdot V1 \text{ óptimo } (DI - FAFS)$
F1	$20 \% \cdot V1 \text{ óptimo } (DI - FAFS)$	$50 \% \cdot V1 \text{ óptimo } (DI - FAFS)$	$80 \% \cdot V1 \text{ óptimo } (DI - FAFS)$

Nota: $VT = \text{Volumen Total del Reactor}$

Figura 9

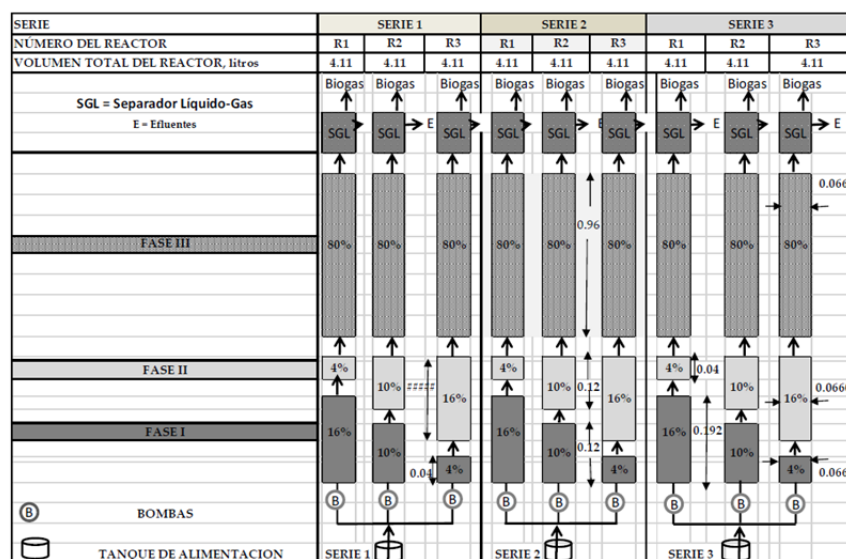
Esquema del montaje de un reactor TRI-FAFS



Ha sido conformado por un tanque de alimentación termostataado y agitado donde se ha depositado el sustrato pretratado y mediante una bomba peristáltica se ha impulsado hasta las F1 de cada reactor, ingresando por la parte inferior en el recorrido ascendente, saliendo por la parte superior, repitiéndose la disposición de manera secuencial en las F2 y F3, disponiendo a la salida de cada reactor de un separador de las fases que ha retirado el biogás generado, del efluente tratado (Maldonado et al, 2018a-f, 2020, 2022a,b). Las series de los reactores TRI-FAFS y los volúmenes porcentuales se han presentado en la Figura 10.

Figura 10

Esquema general del dimensionamiento y montaje de las tres series de reactores TRI-FAFS



Nota: Vol. = 4.11 L de cada TRI-FAFS

Inoculación de los Reactores TRI-FAFS. Procedimiento que ha sido utilizado similar al aplicado en los reactores DI-FAFS.

Formación de Biopelícula Adherida en los Reactores TRI-FAFS. Procedimiento que ha sido realizado es similar al aplicado en los reactores DI-FAFS.

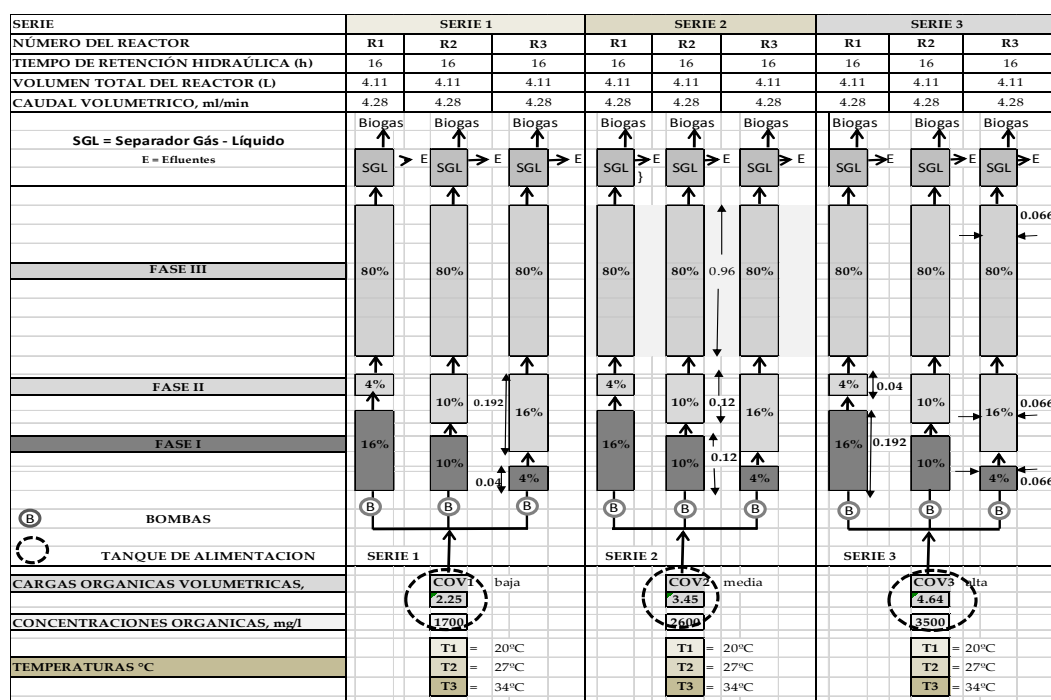
Adaptación de la Biopelícula al Sustrato. Procedimiento que ha sido similar al desarrollado en los reactores DI-FAFS.

Arranque y Operación de los Reactores TRI-FAFS. Ha sido iniciado con la temperatura baja ($T_1 = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$) en todos los 9 reactores, pero aplicando a los tres reactores TRI-FAFS de la serie No. 1 la $\text{COV}_1 = 2.25\text{ kg DQO m}^{-3}\text{d}^{-1}$ (baja), a los tres reactores TRI-FAFS de la serie No. 2 la $\text{COV}_2 = 3.45\text{ kg DQO m}^{-3}\text{d}^{-1}$ (media) y a los tres reactores TRI-FAFS de la serie No. 3 la $\text{COV}_3 = 4.64\text{ kg DQO m}^{-3}\text{d}^{-1}$ (alta) aportada por el lixiviado bombeado con el caudal constante desde el tanque de almacenamiento de cada serie (Figura 11). El sustrato se ha preparado mediante la dilución a la concentración requerida y la operación se ha realizado hasta haber logrado las CEE igual a la variabilidad máxima de la eficiencia $\pm 5\%$ en todos los reactores (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

Una vez que ha sido lograda la estabilidad operativa de los 9 reactores con la temperatura baja ($T_1 = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$), la operación se ha continuado de manera similar ahora incrementando la temperatura a la media ($T_2 = 27\text{ }^{\circ}\text{C}$) y finalmente a la temperatura alta ($T_3 = 34\text{ }^{\circ}\text{C}$) y operando los reactores de manera similar, hasta haber logrado las CEE en todos (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

Figura 11

Esquema detallado del dimensionamiento y montaje según diseño experimental de tres series y nueve reactores TRI-FAFS



Cuantificación de las Eficiencias de los Reactores TRI-FAFS. Procedimiento ha sido idéntico a los reactores DI-FAFS.

Evaluación de los Reactores TRI-FAFS. La evaluación de los reactores TRI-FAFS se ha realizado partiendo de los datos del reporte de las mediciones de las eficiencias de cada reactor en las CEE, que se han logrado cuando la variación máxima de la eficiencia del reactor ha oscilado a lo largo del tiempo en un rango entre $\pm 5\%$. De esta manera, se han obtenido las 27 eficiencia máximas de los

reactores TRI-FAFS, que se han correlacionado con las variables de la temperatura, la COV y las relaciones volumétricas o de las profundidades de los reactores ((Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

Determinación de los Volúmenes Óptimos en los Reactores TRI-FAFS. Una vez que se ha terminado la operación de los reactores se ha evaluado la base de datos con las eficiencias máximas de todos los reactores TRI-FAFS y el reactor que ha registrado las mayores eficiencias se ha seleccionado como el “Reactor Óptimo” cuyos porcentajes volumétricos de las F1, F2, y F3 han sido considerados como los óptimos (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

Análisis de Diseño Experimental de los Reactores DI-FAFS y TRI-FAFS. En el análisis del diseño de experimentos para los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS se ha utilizado a los factores a ser manipulados por la letra X y las variables respuestas por la letra Y . Al diseñar un experimento, un conjunto de n corridas experimentales han sido construidas en orden para estimar un modelo estadístico de la forma general (Spiegel y Stephens, 2009):

$$Y = f(X_1, X_2, \dots, X_n) + \varepsilon \quad (56)$$

En particular, se ha asignado Y_i , como la respuesta observada sobre la i -ésima corrida experimental, $i = 1, 2, \dots, n$, X_{ij} , el nivel del j -ésimo factor sobre el i -ésimo corrida experimental, $j = 1, 2, \dots, k$, ε_i , el error experimental sobre el i -ésimo corrida experimental

$$Y_i = f(X_{i1}, X_{i2}, X_{i3}, \dots, X_{ik}) + \varepsilon \quad (57)$$

Donde k ha representado el número de los factores experimentales y ε ha representado el ruido o error experimental. Donde la función f ha representado la media o el valor esperado de la variable respuesta como una función de los factores experimentales. El error experimental ε ha sido típicamente asumido que se ajusta a una función de distribución normal con media 0 y la desviación estándar σ , el cual ha podido ser indicado por:

$$\varepsilon \sim N(0, \sigma) \quad (58)$$

Segunda Etapa: Desarrollo de los Modelos

Se han realizado la formulación, la calibración, la validación y la presentación de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

Los MH propuestos se basan en el principio de que la eficiencia de remoción general es una función tanto de la cinética de la reacción bioquímica como tiempo de contacto líquido residual-biopelícula. Por lo tanto, la estructura central adapta la ley de velocidad fundamental de Velz, modificada para incluir términos para la actividad dependiente de la temperatura (de Van't Hoff), las relaciones de profundidad de fase (de Albertson & Davies) y la carga orgánica (de Eckenfelder/Germain). Los MA están diseñados para analizar aún más estos procesos modelando el transporte de masa (a través de la ley de Fick y los conceptos de biosorción de Stack) y la transformación bioquímica como fenómenos distintos e interactuantes.

Adicionalmente los MH han sido fundamentados en la transferencia de masa por sustratos conteniendo sustancias recalcitrantes a lo largo de la biomasa presente en los DI-FAFS y TRI-FAFS en condiciones advectivas. Las condiciones advectivas han sido equiparadas con condiciones no estacionarias para producir estructuras matemáticas que expliquen la eficiencia de operación de los FAFA-MFS debido al tiempo de contacto sustrato/microorganismos. En cuanto a los MA, han combinado componentes no estacionarios (tiempo de contacto sustrato/microorganismos dependientes de COV, T y relación de profundidades), estacionarios (tasas de utilización de sustratos, crecimiento microbiano y producción de metano) y advectivos (difusión molecular y biosorción) para explicar la dinámica de remoción de la MO realizada en los los FAFA-MFS.

Formulación de los MH y MA para el Diseño de los FAFA-MFS. La formulación de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS ha implicado el desarrollo de dos tipos de modelos, los MH y los MA (Márquez et al., 2021; Maldonado et al., 2022a), para determinar las constantes cinéticas del metabolismo microbiano en la remoción de la MO de los LRS. El enfoque para producir los MH ha sido fundamentado en la combinación de la LCM –modelo conceptual- con modelos empíricos para explicar el componente del transporte y la transformación de la carga másica de los compuestos químicos como parte de la LCM (Márquez et al., 2021; Maldonado et al., 2022a). Los modelos

empíricos a ser usados dentro de los MH, han sido modificaciones de los modelos empíricos para el diseño de los reactores aerobios de cultivo fijo (FP) y de cultivo en suspensión (LA).

Modelos Híbridos. Un primer enfoque para haber creado los MH ha sido usar las ecuaciones empíricas modificadas de las ecuaciones para el diseño de los FP, las cuales han involucrado las siguientes siete: 1) la ley de Phelps (Phelps, 1911, 1944) (Ecuación 7), 2) la ley de Velz (Velz, 1948) (Ecuación 13), 3) la ecuación de Stack (Stack, 1957) (Ecuación 15), 4) la ecuación de Schulze (Schulze, 1960) (Ecuación 18), 5) la ecuación de Germain (Germain, 1966) (Ecuación 19), 6) la ecuación de Monod (Monod, 1942, 1949) (Ecuación 34), 7) la ecuación de Albertson y Davis (Albertson y Davis, 1984) (Ecuación 30). En este estudio, la adaptación de las ecuaciones empíricas para los FAFA-MFS se ha realizado para incluir los tres factores experimentales que se han determinado en la fase experimental de los FAFA-MFS, consistiendo de la COV, la temperatura y la relación de las profundidades de las fases dentro de los FAFA-MFS.

El segundo enfoque con respecto a la estructura matemática de los MH ha sido la inclusión de las ecuaciones empíricas para el diseño de los reactores aerobios de cultivo en suspensión, mayormente del tipo LA, incluyendo: la ecuación de Van't Hoff (1884) (Ecuación 6), la ecuación de Arrhenius (Arrhenius, 1889) (Ecuación 6), la ecuación de Michaelis y Menten (Michaelis y Menten, 1913) (Ecuación 10), la ecuación de Monod (Monod, 1942, 1949) (Ecuación 34), la ecuación de Blackwell (Blackwell, 1971) (Ecuación 25), y la ecuación de Ekama y Marais (Ekama y Marais, 1979) (Ecuación 28).

En la Tabla 6 se han presentado los seis (06) MH y los dos (02) MA. El MH No. 1 (Figura 12, Tabla 6), se ha enfocado en el coeficiente cinético de la transformación de los sustratos en la biopelícula de los reactores FAFA-MFS (k), obtenido desde la ley de Velz (Velz, 1948) y la ley de Phelps (Phelps, 1911, 1944). A partir de la ley de Phelps, la cual ha tomado en cuenta la variación de la concentración de los sustratos con el tiempo dentro del filtro, se ha estructurado una función exponencial decreciente cuyos parámetros han sido el coeficiente cinético de la tasa de utilización de sustratos y el tiempo de contacto entre los microorganismos y los sustratos dentro del filtro. A través de la ecuación de Howland, (1958), el tiempo de contacto ha sido expresado en función de la ecuación de continuidad, la cual ha involucrado variables hidráulicas y geométricas del filtro. Seguidamente, basado en una adaptación de la ecuación de Schulze (Schulze, 1960) se ha realizado la inclusión de la COV con un exponente generalizado (n), en la forma propuesta por Schulze. Para la estimación del coeficiente k se han aplicado correcciones del parámetro, considerando un ajuste según la relación de las

profundidades de las fases del filtro, cuyo componente ha sido extraído de la ecuación propuesta por Albertson y Davis (1984) (Ecuación 30) para múltiples filtros dispuestos en un arreglo en serie o en secuencia uno con respecto al otro. El ajuste de la relación de profundidades de los FAFA-MFS se ha asociado a los parámetros x y y . El parámetro (x), se ha incluido en la relación de la profundidad de la F1 con respecto a la profundidad de la F2, cuyo componente se ha incluido tanto en las ecuaciones propuestas para el reactor DI-FAFS como el reactor TRI-FAFS. El parámetro (y) se ha asociado a la relación de las profundidades entre la F2 y la F3, las cuales han sido físicamente asociadas al reactor TRI-FAFS. Así mismo, el parámetro (n) ha tomado en cuenta la influencia de la COV sobre el parámetro, cuya generalización del exponente ha sido un criterio extraído de la ecuación de Germain (1966) (Ecuación 16) (Maldonado et al., 2018a-f,2020,2022).

El MH No. 2 (Figura 12, Tabla 6), se ha compuesto de la estructura matemática y criterios del MH No. 1, añadiendo al parámetro A , como un componente de la ecuación de Van't Hoff (1884) y Arrhenius (1889) para corregir al factor (k) según la influencia que ha ocasionado la temperatura del medio líquido operando dentro del reactor sobre la actividad metabólica de los microorganismos dentro de la biopelícula (Metcalf y Eddy, 1991, 2003). Se ha podido comprobar que los valores de A han variado entre 1.056 cuando la temperatura se ha encontrado entre 20 y 30 °C y 1.135 cuando la temperatura se ha situado entre 4 y 20 °C (Schroepfer et al., 1964; Metcalf y Eddy, 1991, 2003). De acuerdo con los niveles fijados del factor experimental de la temperatura correspondientes a 20 °C, 27 °C y 34 °C, los dos primeros han creado condiciones para el desempeño de los microorganismos psicrófilos y el último para los microorganismos mesófilos (Metcalf y Eddy, 1991, 2003) (Maldonado et al., 2018a-f,2020,2022).

El MH No. 3 (Figura 12, Tabla 6), se ha compuesto de la estructura matemática del MH No. 2, añadiendo los componentes de una adaptación de la ecuación de Eckenfelder (1963) (Ecuación 21), incluyendo a los parámetros cinéticos m y p asociados al área superficial ocupada por la biopelícula en los reactores DI-FAFS y TRI-FASF en las F1 y F2, respectivamente, y de ese modo, se ha determinado su influencia sobre el parámetro (k) de la tasa de utilización de sustratos por los microorganismos.

El MH No. 4 (Figura 12, Tabla 6), ha sido obtenido de una modificación de la ley de Phelps (Phelps, 1911, 1944), la ley de Velz (Velz, 1948) (Ecuación 13), y la ecuación de Stack (Stack, 1957) (Ecuación 15), las cuales han tomado en cuenta la variación de los sustratos a lo largo del filtro, incluyendo al coeficiente de biosorción (f) de los sustratos por la biopelícula formada dentro de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS (Maldonado et al., 2018a-f,2020,2022).

El MH No. 5 (Figura 13, Tabla 6), ha estado basado en la LCM, incluyendo en el término asociado al transporte y transformación de sustratos a una en una modificación de la ecuación de Monod (Monod, 1942, 1949), para estimar la tasa de utilización de los sustratos dentro de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, así como los parámetros cinéticos de la tasa máxima de utilización de sustratos (k) y la constante de velocidad mitad, la concentración de los sustratos a la mitad de la máxima tasa de crecimiento (K_s). Según Freytez y Márquez (2021), basado en la revisión de 15 estudios en el período 1993-2017, en cuanto a los parámetros cinéticos y estequiométricos de la actividad microbiana para la remoción de los sustratos orgánicos y nitrogenados en reactores de cultivo en suspensión, en un 93 % de los estudios, los parámetros cinéticos de la actividad microbiana han sido derivados desde la ecuación de Monod (Márquez et al., 2021).

El MH No. 6 (Figura 14, Tabla 6), ha contenido el componente del MH No. 2 con una modificación de la ecuación de Monod (Monod, 1942, 1949) (Márquez et al., 2021).

Modelos Acoplados. El MA No. 1 (Figura 15, Tabla 6), ha superpuesto los componentes de la transformación de los sustratos a escala intracelular de los microorganismos en la biopelícula asociados al MH No. 2 con los componentes de los procesos de transporte de sustratos por biosociación contenida en la ecuación de Stack (Stack, 1957) en el interfaz líquido residual – biopelícula asociados al MH No. 4 (Maldonado et al., 2018a-f, 2020, 2022a-c).

El MA No. 2 (Figura 16, Tabla 6), ha superpuesto los componentes de la transformación de los sustratos a escala intracelular de los microorganismos en la biopelícula asociados al MH No. 2 con los componentes de los procesos de transporte de los sustratos propuestos en la ley de Fick, para la difusión molecular en el sentido horizontal y en el sentido vertical de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, en el interfaz líquido residual– biopelícula asociados al MH No. 4 (Márquez et al., 2021).

Tabla 6

Modelos híbridos y acoplados para el diseño de los FAFA-FMS para la remoción de MO de los LRS

Tipo de modelo	Parámetros cinéticos	Ecuaciones	Aproximaciones	Referencia
Híbrido No. 1	k: tasa máxima de utilización de sustratos x: coeficiente de corrección de tratabilidad por la relación de profundidades entre la F1 y la F2 de los DI-FAFS/TRI-FAFS y: coeficiente de corrección de tratabilidad por la relación de profundidades entre la F2 y la F3 de los TRI-FAFS n: coeficiente para ajustar la influencia de la COV	LCM Ecuación de Velz, (1948) (Ecuación 13) Ecuación de Phelps (1944) (Ecuación 7) Ecuación de Howland, (1958) (Ecuación 16) Ecuación de Schulze (1960) (Ecuación 18) Ecuación de Germain (1966) (Ecuación 20) Ecuación de Albertson y Davis, (1984) (Ecuación 30)	Ecuaciones empíricas para el diseño de FP	Maldonado et al., (2008a-f, 2020, 2022a-c)
Híbrido No. 2	k: tasa máxima de utilización de sustratos A: coeficiente de corrección de tratabilidad por la temperatura de operación de los FAFA o coeficiente de actividad-temperatura. x: coeficiente de corrección de tratabilidad por la relación de profundidades entre la F1 y la F2 de los DI-FAFS/TRI-FAFS y: coeficiente de corrección de tratabilidad por la relación de profundidades entre la F2 y la F3 de los TRI-FAFS n: coeficiente para ajustar la influencia de la COV	LCM Ecuación de Velz (1948) (Ecuación 13) Ecuación de Phelps (1944) (Ecuación 7) Ecuación de Howland, (1958) (Ecuación 16) Ecuación de Schulze (1960) (Ecuación 18) Ecuación de Germain (1966) (Ecuación 20) Ecuación de Albertson y Davis (1984) (Ecuación 30) Ecuación de Van't Hoff (1884) (Ecuación 6) Ecuación de Arrhenius (1889) (Ecuación 6)	Ecuaciones empíricas para el diseño de FP	Maldonado et al., (2008a-f, 2020, 2022a-c)
Híbrido No. 3	k: tasa máxima de utilización de sustratos x: coeficiente de corrección de tratabilidad por la relación de profundidades entre la F1 y la F2 de los DI-FAFS/TRI-FAFS y: coeficiente de corrección de tratabilidad por la relación de profundidades entre la F2 y la F3 de los TRI-FAFS m: coeficiente de corrección de la tratabilidad por el área superficial del filtro en la fase 1 p: coeficiente de corrección de la tratabilidad por el área superficial del filtro en la fase 2 n: coeficiente para ajustar la influencia de la COV	LCM Ecuación de Velz (1948) (Ecuación 13) Ecuación de Phelps (1944) (Ecuación 6) Ecuación de Howland, (1958) (Ecuación 16) Ecuación de Schulze (1960) (Ecuación 18) Ecuación de Germain (1966) (Ecuación 20) Ecuación de Albertson y Davis (1984) (Ecuación 30) Ecuación de Eckenfelder, (1963) (Ecuación 24)	Ecuaciones empíricas para el diseño de FP	Maldonado et al., (2008a-f, 2020, 2022a-c)
Híbrido No. 4	f: coeficiente de biosorción en una unidad de rango de profundidad de FAFA S: cantidad de DQO removible que se debe aplicar por unidad de área para saturar completamente una unidad de profundidad con DQO	LCM ley de Phelps (1944) ley de Velz (1948) Ecuación de Stack (1957) (Ecuación 15)	Ecuaciones empíricas para el diseño de FP	Maldonado et al., (2008a-f, 2020, 2022a-c)
Híbrido No. 5	k: tasa máxima de utilización de sustratos	LCM Ecuación de Monod (1942, 1949) (Ecuación 34)	Ecuaciones para lodo activado en medio aerobio:	Márquez et al., (2021)

	Ks: constante de velocidad mitad, concentración de sustratos a la mitad de la máxima tasa de crecimiento		Ecuación de Michaelis y Menten (1913) Ecuación de Blackwell (1973) Ecuación de Ekama y Marais (1979).	
Híbrido No. 6	k: tasa máxima de utilización de sustratos A: coeficiente de corrección de tratabilidad por la temperatura de operación de los FAFA x: coeficiente de corrección de tratabilidad por la relación de profundidades entre la F1 y la F2 de los DI-FAFS/TRI-FAFS y: coeficiente de corrección de tratabilidad por la relación de profundidades entre la F2 y la F3 de los TRI-FAFS n: coeficiente para ajustar la influencia de la COV	LCM Ecuación de Velz (1948) (Ecuación 13) Ecuación de Phelps (1944) (Ecuación 7) Ecuación de Howland, (1958) (Ecuación 16) Ecuación de Schulze (1960) (Ecuación 16) Ecuación de Germain (1966) (Ecuación 20) Ecuación de Albertson y Davis (1984) (Ecuación 30) Ecuación de Van't Hoff (1884) (Ecuación 6) Ecuación de Arrhenius (1889) (Ecuación 6) Ecuación de Monod (1942, 1949) (Ecuación 34)	Ecuaciones para lodo activado en medio aerobio: Ecuación de Michaelis y Menten (1913) Ecuación de Blackwell (1973) Ecuación de Ekama y Marais (1979)	Márquez et al., (2021)
Acoplado No. 1	k: tasa máxima de utilización de sustratos A: coeficiente de corrección de tratabilidad por la temperatura de operación de los FAFA x: coeficiente de corrección de tratabilidad por la relación de profundidades entre la F1 y la F2 de los DI-FAFS/TRI-FAFS y: coeficiente de corrección de tratabilidad por la relación de profundidades entre la F2 y la F3 de los TRI-FAFS n: coeficiente para ajustar la influencia de la COV f: coeficiente de biosorción en una unidad de rango de profundidad de FAFA S: cantidad de DQO removible que se debe aplicar por unidad de área para saturar completamente una unidad de profundidad con DQO	LCM Ecuación de Velz (1948) (Ecuación 13) Ecuación de Phelps (1944) (Ecuación 7) Ecuación de Germain (1966) (Ecuación 20) Ecuación de Albertson y Davis (1984) (Ecuación 30) Ecuación de Van't Hoff (1884) (Ecuación 6) Ecuación de Arrhenius (1889) (Ecuación 6) Ecuación de Stack (1957) (Ecuación 15)	Ecuaciones empíricas para el diseño de FP Ecuación de transporte de sustancias en medio en la interfaz líquido residual-biopelícula	Maldonado et al., (2008a-f, 2020, 2022a-c)
Acoplado No. 2	k: tasa máxima de utilización de sustratos A: coeficiente de corrección de tratabilidad por la temperatura de operación de los FAFA x: coeficiente de corrección de tratabilidad por la relación de profundidades entre la F1 y la F2 de los DI-FAFS/TRI-FAFS y: coeficiente de corrección de tratabilidad por la relación de profundidades entre la F2 y la F3 de los TRI-FAFS n: coeficiente para ajustar la influencia de la COV D _{MH} : coeficiente de difusión molecular horizontal para FAFA. D _{MV} : coeficiente difusión molecular vertical para FAFA	LCM Ecuación de Velz (1948) (Ecuación 13) Ecuación de Phelps (1944) (Ecuación 7) Ecuación de Germain (1966) (Ecuación 20) Ecuación de Albertson y Davis (1984) (Ecuación 30) Ecuación de Van't Hoff (1884) (Ecuación 6) Ecuación de Arrhenius (1889) (Ecuación 6) Ecuación de Fick (Kiely y Veza, 1999) (Ecuación 9)	Ecuaciones empíricas para el diseño de FP Ecuación de transporte de sustancias en medio en la interfaz líquido residual-biopelícula	Márquez et al., (2021)

Figura 12

Fundamentos de los modelos híbridos No. 1 a 6, combinando la LCM con las ecuaciones empíricas para la modelación advectiva y no estacionaria del transporte y la transformación de sustratos solubles biodegradables para el diseño de los DI-FAFS y TRI-FAFS

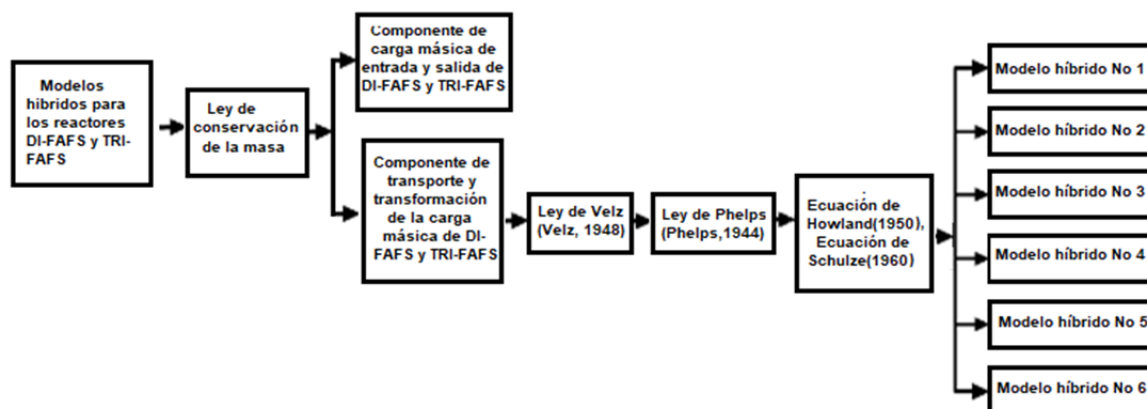


Figura 13

Estructura particular del modelo híbrido No. 5. Modelo de Monod modificado (Monod, 1942, 1949) para estimar la tasa de utilización de sustrato soluble biodegradable para el diseño de los DI-FAFS y TRI-FAFS

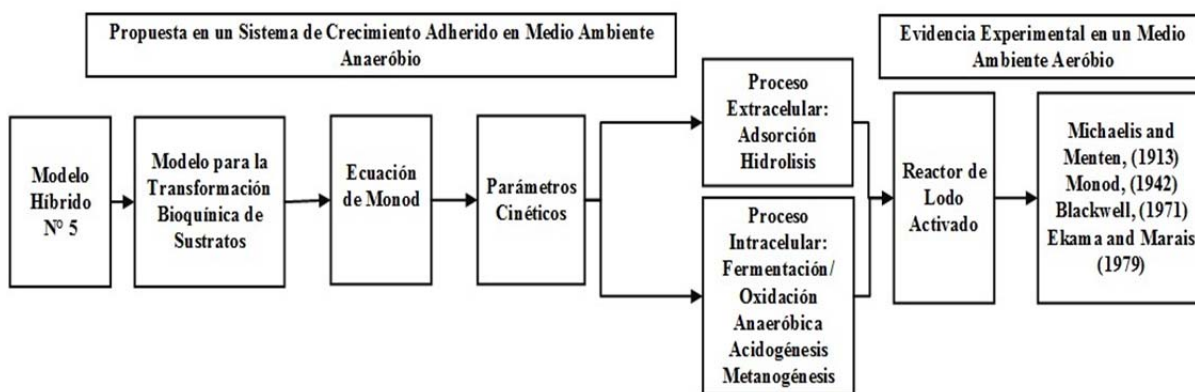


Figura 14

Estructura particular del modelo híbrido No. 6. Modelo para la transformación bioquímica de los sustratos biodegradables basados en la ecuación de Monod (Monod, 1942, 1949) y la ley de Velz (Velz, 1948) para el diseño de los DI-FAFS y TRI-FAFS

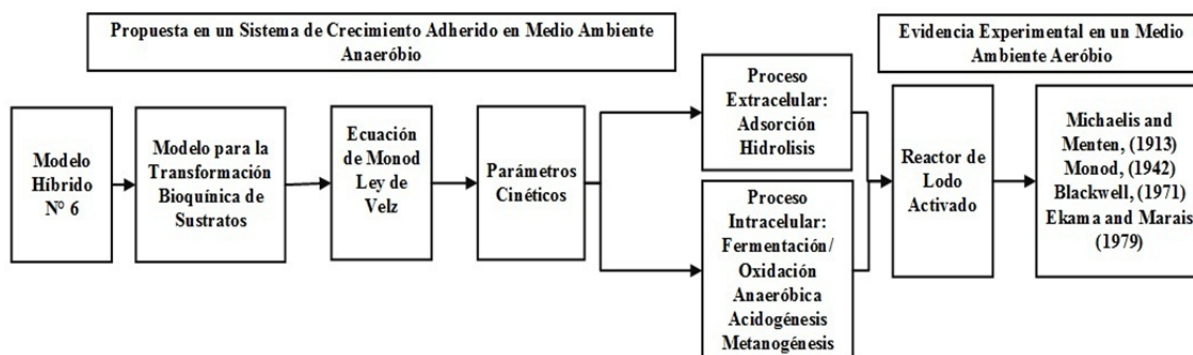


Figura 15

MA No. 1: Modelo dinámico-advectivo basado en la ecuación de Monod (Monod, 1942, 1949), ley de Velz (Velz, 1948), ecuación de Stack (Stack, 1957) para el diseño de los DI-FAFS y TRI-FAFS

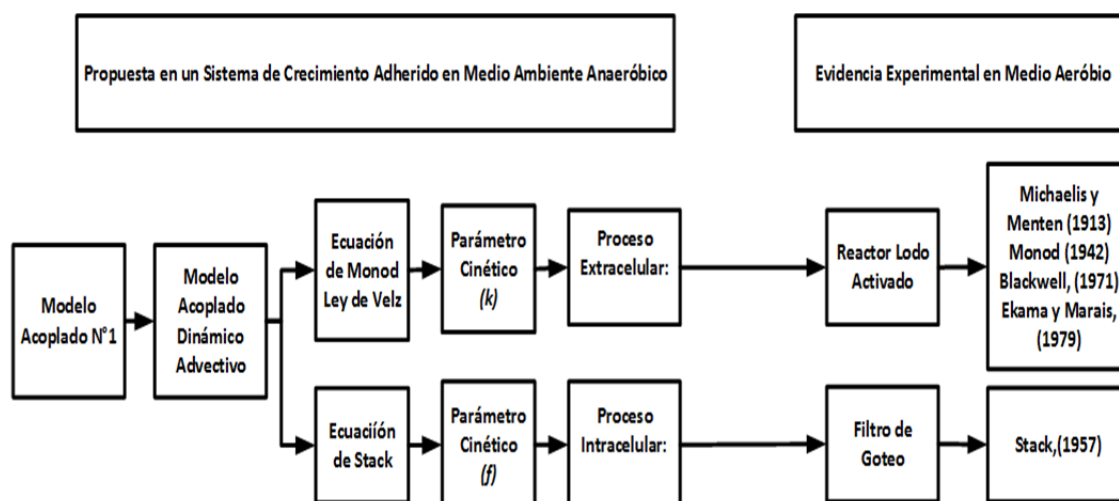
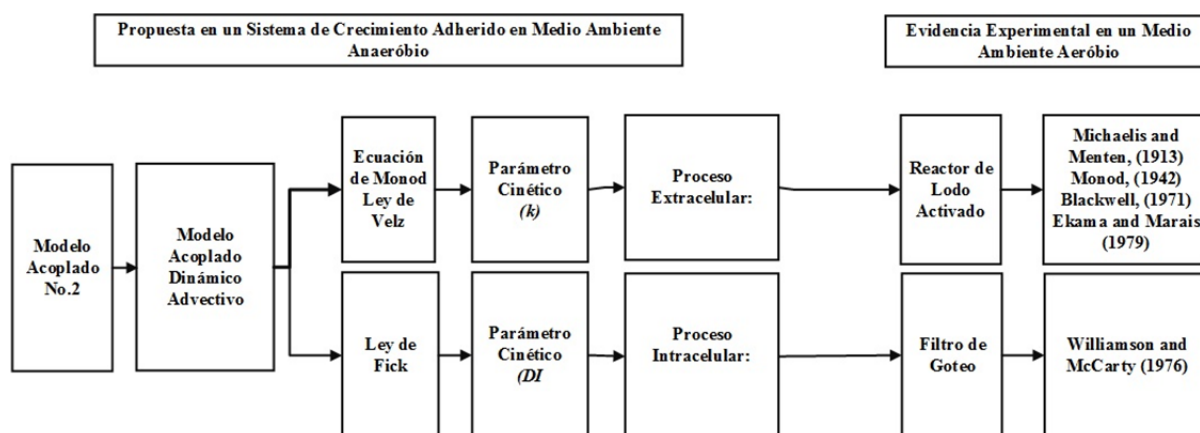


Figura 16

MA No. 2 dinámico-difusión molecular basado en la ecuación de Monod (Monod, 1942, 1949), ley de Velz (Velz, 1948) y ley de Fick (Kiely y Veza, 1999) para el diseño de los DI-FAFS y TRI-FAFS



Calibración de los MH y MA para el Diseño de los FAFA-MFS en la Remoción de MO de los LRS. La calibración de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS se ha llevado a cabo en el entorno del programa MATLAB®, con la licencia del CIHAM-UC y ka UNIPAMPLONA. Se ha usado la caja de herramientas de estadísticas. Ésta ha proporcionado la función nlinfit para encontrar el parámetro estimaciones en los modelos no lineales (MathWorks, Inc, 2005). La función nlinfit ha devuelto las estimaciones de los parámetros mediante el método de los mínimos cuadrados. Es decir, se han encontrado los parámetros que minimizan la suma de las diferencias cuadradas entre las respuestas observadas y sus valores ajustados. Ésta se ha utilizado en el algoritmo de Gauss-Newton con modificaciones de Levenberg-Marquardt para la convergencia global. La función nlinfit ha requerido los datos de entrada, las respuestas y una suposición inicial de los parámetros desconocidos. Así mismo, se ha debido proporcionar una función que ha tomado la entrada datos y la estimación del parámetro actual y ha devuelto las respuestas previstas.

Método de Levenberg-Marquardt. Según Cornejo Zuñiga y Rebolledo Vega (2016), el método de Levenberg (1944) – Marquardt (1966) ha sido una técnica estándar para problemas de mínimos cuadrados no lineales, comúnmente usada en varias disciplinas para el ajuste de datos. Este algoritmo iterativo ha sido visto como una combinación de los métodos de máximo descenso y el

método de Gauss-Newton. Cuando la solución actual se ha encontrado lejos del mínimo local, el algoritmo se ha comportado como el método del máximo descenso: lento, pero ha garantizado la convergencia. Sin embargo, cuando la solución ha estado cercana al mínimo local, el método ha presentado un comportamiento parecido a Gauss-Newton exhibiendo una rápida convergencia. Levenberg-Marquardt ha surgido como una buena alternativa para evitar los problemas que el método de Gauss-Newton presenta cuando la matriz Jacobiana ha sido no singular (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, (2021, 2022a-e).

El método que se ha utilizado para estimar los parámetros de los MH y los MA de diseño de los reactores TRI-FAFS y DI-FAFS se ha basado en el algoritmo de Levenberg-Marquardt, también conocido como el método de mínimos cuadrados amortiguados (DLS de la sigla en inglés) (Box, et al., 2015), que se ha utilizado para resolver los problemas de los mínimos cuadrados no lineales y para lograr el ajuste de la curva de mínimos cuadrados de un conjunto de los pares de datos empíricos (x_i, y_i) de las variables independientes y las variables dependientes, encontrando los parámetros β de la curva modelo $f(x, \beta)$ para que la suma de los cuadrados de las desviaciones $S(\beta)$ se han minimizado (Maldonado et al., 2017a, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

La evaluación del ajuste de los MH y los MA calibrados se ha llevado a cabo empleando los estadísticos para el ajuste de los MH y los MA de diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS incluyendo los siete siguientes (Gutiérrez y De La Vara, 2008; Spiegel y Stephens, 2009): 1) R^2 (Ecuación 69), 2) R^2 ajustado (Ecuación 70), 3) Error estándar de estimación (Ecuación 71), 4) Error absoluto medio: es el valor absoluto promedio de los residuos (Ecuación 73), 5) Estadístico de Durbin-Watson (Ecuación 74), 6) Autocorrelación del residuo de Retardo 1 (Ecuación 75) y 7) Análisis residual sobre los errores de predicción: El error cuadrático medio (ECM) (Ecuación 67), el error porcentual absoluto medio (EPAM), el error absoluto medio (EAM) (Ecuación 73), el error medio (EM) y el error porcentual medio (EPM) (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

Modelo de Regresión Múltiple. En términos de los datos, el modelo de regresión lineal múltiple ha sido escrito de la siguiente manera (Gutiérrez y De La Vara, 2008; Spiegel y Stephens, 2009):

$$Y = \beta_0 + \beta_1 x_1 + \beta_2 x_2 + \dots + \beta_k x_k \quad (59)$$

$$Y = \beta_0 + \sum_{j=1}^k \beta_j x_{ji} + \dots + \varepsilon_i \quad (54) \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (60)$$

Suma de Cuadrados del Error. Al despejar los errores, elevarlos al cuadrado y sumarlos se ha obtenido la siguiente función:

$$S = \sum_{i=1}^n \varepsilon_i^2 = \sum_{i=1}^n (y_i - \beta_0 - \sum_{j=1}^k \beta_j x_{ji})^2 \quad (61)$$

Esta función depende de los parámetros β_j . Los estimadores de mínimos cuadrados para β_j se han obtenido al minimizar los errores, es decir, minimizando S . Esto se logra si se ha derivado a S con respecto a cada parámetro β_j , $\frac{\partial S}{\partial \beta_j}$, ($j = 0, 1, 2, \dots, k$), las $k + 1$ ecuaciones resultantes se igualan a cero. La solución de las $k + 1$ ecuaciones simultáneas han sido los estimadores de mínimos cuadrados, $\hat{\beta}_j$.

En términos de los datos, la Ecuación 62, el modelo ha sido escrito en notación matricial como:

$$y = X\beta + \varepsilon \quad (62)$$

Dónde:

$$y = \begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \\ \vdots \\ y_n \end{bmatrix} \quad X = \begin{bmatrix} 1 & x_{11} & x_{21} & \cdot & x_{k1} \\ 1 & x_{12} & x_{22} & \cdot & x_{k2} \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 1 & x_{1n} & x_{2n} & \cdot & x_{kn} \end{bmatrix} \quad \beta = \begin{bmatrix} \beta_1 \\ \beta_2 \\ \vdots \\ \beta_n \end{bmatrix} \quad \varepsilon = \begin{bmatrix} \varepsilon_1 \\ \varepsilon_2 \\ \vdots \\ \varepsilon_n \end{bmatrix}$$

En el marco de la aplicación del método de mínimos cuadrados, se ha encontrado el vector de los estimadores de mínimo cuadrados, $\hat{\beta}_j$ que minimice:

$$S = \sum_{i=1}^n \varepsilon_i^2 = \varepsilon' \varepsilon = (y - X\beta)'(y - X\beta) \quad (63)$$

$$S = y'y - \beta'X'y - y'X\beta + \beta'X'X\beta \quad (64)$$

$$S = y'y - 2\beta'X'y + \beta'X'X\beta \quad (65)$$

La última igualdad se ha debido a que $\beta'X'y$ es una matriz (1×1), o un escalar, y por lo tanto su transpuesta $(\beta'X'y)' = y'X\beta$ es el mismo escalar. De aquí que los estimadores de mínimos cuadrados han debido satisfacer la siguiente expresión:

$$\left. \frac{\partial S}{\partial \beta} \right|_{\hat{\beta}} = -2X'y + 2X'X\hat{\beta} = 0 \quad (66)$$

Esto implica que:

$$X'X\hat{\beta} = X'y \quad (67)$$

Para resolver esta ecuación en términos de $\hat{\beta}$, se ha multiplicado por ambos lados de la Ecuación 68 por la matriz inversa de $X'X$, y se ha obtenido que el estimador de mínimos cuadrados de β es:

$$\hat{\beta} = (X'X)^{-1}X'y \quad (68)$$

Por lo tanto, el modelo ajustado está dado por

$$\hat{y} = X\hat{\beta} \quad (69)$$

A partir de la Ecuación 69 ha sido claro que el vector de residuos ha sido dado por $e = y - \hat{y} = y - X\hat{\beta}$. De aquí que la suma de cuadrados del error ha sido dada por:

$$SC_E = \sum_{i=1}^n e_i^2 = e'e \quad (70)$$

$$SC_E = (y - X\hat{\beta})'(y - X\hat{\beta}) = y'y - 2\hat{\beta}'X'y + \hat{\beta}'X'X\hat{\beta} \quad (71)$$

De acuerdo con la Ecuación 67: $X'X\hat{\beta} = X'y$, entonces esta última ecuación ha tomado la siguiente forma:

$$SC_E = y'y - \hat{\beta}'X'y \quad (72)$$

La suma de cuadrados del error dada por esta última expresión ha tenido $n - k - 1$ grados de libertad, donde $k + 1$ ha sido igual al número de parámetros estimados en el modelo. Entonces, el *cuadrado medio del error* ha sido:

$$CM_E = \frac{SC_E}{n-k-1} \quad (73)$$

Se ha demostrado que el valor esperado de CM_E es σ^2 , por lo que ha sido natural que el estimador de σ^2 esté dado por:

$$\hat{\sigma}^2 = CM_E \quad (74)$$

Pruebas de Hipótesis en Regresión Lineal Múltiple. Las hipótesis sobre los parámetros del modelo han sido necesarias porque en la regresión múltiple se han tenido más parámetros en el modelo; sin embargo, por lo general ha sido necesario evaluar su verdadera contribución a la explicación de la respuesta. También se ha requerido la suposición de que los errores se han distribuido en forma normal, independientes, con media cero y varianza σ^2 ($e_i \sim NID(0, \sigma^2)$). Una

consecuencia de esta suposición es que las observaciones y_i son: NID $(Y = \beta_0 + \sum_{j=1}^k \beta_j X_{ji}, \sigma^2)$.

Análisis de Varianza. La hipótesis global más importante sobre un modelo de regresión múltiple ha consistido en ver si la regresión ha sido significativa. Esto se ha logrado probando la siguiente hipótesis:

$$H_0 : \beta_1 = \beta_2 = \dots \beta_k = 0 \quad (75)$$

$$H_A : \beta_j \neq 0 \text{ para al menos un } j = 1, 2, \dots, k \quad (76)$$

Aceptar H_0 ha significado que ningún término o variable en el modelo tiene una contribución significativa al explicar la variable de respuesta, Y . Mientras que al haber rechazado H_0 ha implicado que por lo menos un término en el modelo ha contribuido de manera significativa a explicar Y . El procedimiento para haber probado esta hipótesis ha sido la descomposición de la suma total de cuadrados en la suma de cuadrados de regresión y en la suma de cuadrados del error:

$$S_{yy} = SC_R + SC_E \quad (77)$$

Si $H_0 : \beta_j = 0$ ha sido verdadera, entonces SCR / σ^2 ha tenido una distribución χ_k^2 , donde el número de grados de libertad, k , ha sido igual al número de términos en el modelo de regresión. Además, $SC_E / \sigma^2 \sim \chi_{n-k-1}^2$ y SC_E y SC_R han sido independientes. Luego, ha sido natural que el estadístico de prueba para la significancia del modelo de regresión lineal múltiple haya sido dado por:

$$F_0 = \frac{SC_R/k}{SC_E/(n-k-1)} = \frac{CM_R}{CM_E} \quad (78)$$

Que bajo H_0 ha tenido una distribución $F(k, n - k - 1)$. Así, se ha rechazado H_0 si $F_0 > F(\alpha, k, n - k - 1)$ o también si $\text{valor} - p = P(F > F_0) < \alpha$. El procedimiento de análisis de varianza para el modelo de regresión lineal múltiple se ha sintetizado en la Tabla 7.

Tabla 7

Análisis de varianza para la significancia del modelo de regresión múltiple

Fuente de variación	Suma de cuadrados	Grados de libertad	Cuadrado medio	F_0	Valor - p
Regresión	$SC_R = \hat{\beta}'X'y - \frac{(\sum_{i=1}^n y_i)^2}{n}$	k	CM_R	$\frac{CM_R}{CM_E}$	$P_T(F > F_0)$
Error o Residuo	$SC_E = y'y - \hat{\beta}'X'y$	$n - k - 1$	CM_E		
Total	$S_{yy} = y'y - \frac{(\sum_{i=1}^n y_i)^2}{n}$	$n-1$			

Coefficiente de Determinación. Con la información del análisis de varianza es muy sencillo calcular el coeficiente de determinación, R^2 , y el coeficiente de determinación ajustado, R_{aj}^2

$$R^2 = \frac{SC_R}{S_{yy}} = 1 - \frac{SC_E}{S_{yy}} \quad (79)$$

R-cuadrado Ajustado. Ambos coeficientes se han interpretado de forma similar al caso de la regresión lineal simple, es decir, como el porcentaje de variabilidad de los datos que han sido explicados por el modelo. Ha sido cumplido que $0 < R_{aj}^2 \leq R^2 < 1$; en general, en un modelo que ha tenido un ajuste satisfactorio ha sido necesario que ambos coeficientes hayan tenido los valores superiores a 0.7. Cuando en el modelo hay términos que no han contribuido de manera significativa a éste, el R_{aj}^2 ha tendido a ser menor que el R^2 (Gutiérrez y De La Vara, 2008).

$$R_{aj}^2 = \frac{S_{yy}/n-1 - CM_E}{S_{yy}/n-1} = \frac{CM_T - CM_E}{CM_T} = 1 - \frac{CM_E}{CM_T} \quad (80)$$

Coefficiente de Correlación Múltiple. Es la raíz cuadrada del coeficiente de determinación R^2 :

$$R = \sqrt{R^2} \quad (81)$$

Ha sido una medida de la intensidad de la relación entre la variable dependiente, Y, y el conjunto de las variables o los términos en el modelo ($X_1, X_2, \dots, X_k$).

Error Estándar de Estimación. Se ha correspondido con una medición sobre la calidad del ajuste de un modelo, que ha sido una estimación de la desviación estándar del error, σ .

$$\hat{\sigma} = \sqrt{CM_E} = \sqrt{\frac{SC_E}{n-k-1}} \quad (82)$$

A medida que el modelo haya ajustado mejor, la SC_E ha sido menor y en consecuencia el error estándar de estimación también ha sido menor.

Residuos: para cada x_i , con el que se ha experimentado, se ha podido estimar el y_i con base en el modelo; la diferencia entre lo observado y lo estimado o predicho ha sido una estimación del error ε_i . Tal estimación ha recibido el nombre de residuo, e_i , dónde:

$$e_i = y_i - \hat{\beta}_0 x_i - \hat{\beta}_1 x_1 - \dots - \hat{\beta}_k x_k \quad (83)$$

Error Absoluto Medio: Otra forma de medir la calidad del ajuste ha sido a través de la media del valor absoluto de los residuos, es decir

$$EAM = \frac{\sum_{i=1}^n w_i |e_i|}{\sum_{i=1}^n w_i} \quad (84)$$

Estadístico de Durbin-Watson:

Esta prueba ha permitido diagnosticar la presencia de la correlación (autocorrelación) entre los residuos consecutivos (ordenados en el tiempo), que ha sido una posible manifestación de la falta de independencia. La *autocorrelación* se ha presentado en experimentos en los cuales cada medición ha tenido alguna contaminación de la medición inmediata anterior, lo cual ha contradicho el supuesto de independencia. Sea ρ el parámetro que ha representado la correlación entre residuos consecutivos ($\text{Corr}(e_t, e_{t-1}) = \rho; t = 2, 3, \dots, n$). La hipótesis en la *prueba de Durbin-Watson* ha sido:

$$H_0: \rho = 0 \quad (85)$$

$$H_A: \rho > 0$$

Donde la alternativa se ha tomado en el sentido mayor ($>$) porque la autocorrelación positiva es la más frecuente en la práctica. Por el contrario, cuando los puntos sse han alternando de negativos a positivos la autocorrelación ha sido negativa. El estadístico de Durbin-Watson ha sido:

$$d = \frac{\sum_{i=2}^n (e_i - e_{i-1})^2}{\sum_{i=1}^n e_i^2} \quad (86)$$

Dónde los $e_i, i = 1, 2, \dots, n$, han sido los residuos ordenados en el tiempo. La decisión sobre la hipótesis dada en la Ecuación 85 ha consistido en la siguiente regla:

- Si $d < d_L$ Se rechaza H_0
- Si $d > d_U$ No se rechaza H_0
- Si $d_L \leq d \leq d_U$ Sin decisión

Donde d_L y d_U han sido los valores que se han leído en las tablas para este estadístico. Para ingresar a las tablas se ha requerido el número de residuos n , el nivel de significancia prefijado α y el número de variables explicativas o las regresoras en el modelo p .

Autocorrelación del Residuo de Retardo 1. Ha consistido de la correlación estimada entre los residuos consecutivos, en una escala de -1 a 1 . Los valores alejados de 0 han indicado que la estructura significativa no ha sido tomada en cuenta por el modelo.

$$r_1 = \frac{\sum_{i=2}^n (e_i \cdot e_{i-1})}{\sum_{i=1}^n e_i^2} \quad (87)$$

Se han construido los siguientes gráficos:

- Gráfico del modelo ajustado: grafica el modelo ajustado versus cualquiera de las variables independientes, dándole a las otras variables los valores establecidos.
- Gráficos de superficie de respuesta: Si se han incluido más de una variable en el modelo, se han podido crear gráficos de superficie y de contorno.

Validación de los MH y MA para el Diseño de los FAFA-MFS en la Remoción de MO de los LRS. La validación de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS, los cuales han sido propuestos para los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, ha implicado el uso de un conjunto de los datos experimentales, tanto los factores experimentales como la variable de respuesta, para haber realizado las estimaciones con los MH y los MA, para de ese modo comparar los valores estimados con las observaciones de la variable de respuesta. Los estadísticos de los residuos que han sido considerados para la evaluación de los MH y los MA de diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, han involucrado a los siguientes (Gutiérrez y De La Vara, 2008; Spiegel y Stephens, 2009): Error cuadrático medio (ECM), Error Absoluto Medio (EAM) y Error Medio (EM), que se han comparado con los estadísticos para el modelo ajustado en la etapa de la calibración para haber determinado qué tan bien el modelo ha predicho las observaciones fuera de los datos utilizados, a partir del uso de los coeficientes obtenidos en la etapa de la calibración de los modelos (Maldonado et al., 2017, 2018a-f, 2020, 2022a,b; Márquez et al, 2021, 2022a-e).

Error Cuadrático Medio (ECM). Ha sido una medida de las diferencias entre los valores (valores de la muestra o de la población) que han sido predichos por un modelo o un estimador y los valores observados, expresado como en la Ecuación 76 (Gutiérrez y De La Vara, 2008; Spiegel y Stephens, 2009):

$$ECM = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n e_{n+i}^2}{n}} \quad (88)$$

Error Absoluto Medio (EAM). Dadas dos series de datos (X e Y), consistentes de las estimaciones y las observaciones relativas a un mismo fenómeno, se ha considerado un diagrama de dispersión de los n puntos, donde el punto i ha tenido coordenadas (x_i, y_i) . El error absoluto medio (EAM) ha sido la distancia vertical promedio entre cada uno de los puntos y la recta identidad ($y=x$), o también la distancia horizontal promedio entre cada punto y la recta identidad (Gutiérrez y De La Vara, 2008; Spiegel y Stephens, 2009)

$$EAM = \frac{\sum_{i=1}^n [e_{n+i}]}{n} \quad (89)$$

Error Medio (EM). La diferencia de la cantidad que ha existido cuando el promedio de los valores de X no ha sido igual al promedio de los valores de Y, dado por la Ecuación 78 (Gutiérrez y De La Vara, 2008; Spiegel y Stephens, 2009)

$$EM = \frac{\sum_{i=1}^n y_i - x_i}{n} = \frac{\sum_{i=1}^n e_{n+i}}{n} \quad (90)$$

Selección de los MH y MA para el Diseño de los DI-FAFS y TRI-FAFS.

La selección de los Modelos Híbridos y Acoplados se realiza mediante un análisis de la sensibilidad de los modelos de mejor ajuste que han permitido predecir el desempeño de los microorganismos anaeróbicos en la biodegradación de MO en cada uno

Capítulo IV

Resultados y Discusión

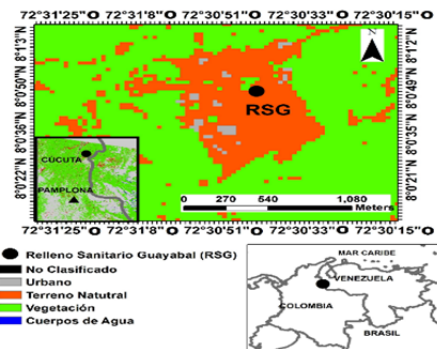
Este capítulo incluye dos principales secciones, que son resultados y discusión. En la primera sección, se lleva a cabo la presentación detallada de los resultados de los objetivos específicos y general, en los cuales se ha estructurado y fundamentado la investigación. Tanto la presentación de los resultados como la discusión, abarcan desde la caracterización de los LRS a ser tratados en los FAFA-MFS, la descripción de las características de los componentes del arreglo experimental operativo de estos filtros, de mayor incidencia durante el proceso de la remoción de la MO de los LRS, cuyo proceso es descrito hasta haber logrado las condiciones de estado estable en la principal variable de respuesta de los FAFA-MFS, representada por la concentración de la MO en el efluente de los FAFA-MFS. Así mismo se cuantifican índices de operación de los FAFA-MFS que incluyen cuantificar, como algunos de los principales, la fracción remanente de la MO en el efluente de los FAFA-MFS y las tasas de desempeño del metabolismo microbiano para realizar la digestión anaeróbica la MO en cada uno de los FAFA-MFS. Posteriormente los resultados de la variable de respuesta, los índices de operación y los factores experimentales controlando la operación de los FAFA-MFS se usan como las entradas para desarrollar las etapas de la formulación, la calibración, la validación y la selección de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS, que mejor estiman las variables de respuesta y control de los FAFA-MFS. Una vez que se han presentado los resultados, seguidamente se incluye una sección de discusión de los resultados, en la cual se realiza una comparación de los resultados obtenidos en cada uno de los objetivos específicos de la investigación con un conjunto de estudios que representan aunados a los objetivos, la categorización de los LRS, la evolución y las condiciones experimentales de los filtros biológicos, la evolución de los MH y los MA para el diseño de los filtros biológicos incluyendo los parámetros de la cinética microbiana en la remoción de la MO, la validación de los MH y los MA con otros reactores biológicos tratando LRS, para finalmente presentar dos enfoques para la implementación de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS abarcando dos casos de estudio en la macro-escala en sistemas acuáticos superficiales y subterráneos tropicales con aguas conteniendo altas concentraciones de MO, cuyos diseños se han fundamentado en los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS y presentado ante la comunidad científica nacional e internacional.

Caracterización de los LRS usados como Sustrato en los FAFA-MFS

La caracterización de los LRS, como sustrato para la alimentación de los reactores DI-FAFS y de los TRI-FAFS fue llevada a cabo sobre los LRS provenientes del RS “Guayabal” (RSG), Municipio San José de Cúcuta, Departamento Norte de Santander, Colombia, ubicado en las siguientes coordenadas geográficas: latitudes N 08°00'24” y N 08°01'08” y longitudes O 72°30'17” y O 72°31'07”. Se tomaron seis (6) muestras puntuales que fueron recolectadas técnicamente a la entrada de la laguna de evaporación No. 1 (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022). En la Figura 17, se visualizan las coordenadas antes indicadas y el uso y cobertura del suelo en el RSG se han obtenido mediante la técnica de clasificación supervisada usando el algoritmo de Máxima Verosimilitud aplicado mediante el software de procesamiento de imágenes ENVI V. 4.3 (licencia del CIHAM-UC; 9F3GP-B8TB6-9F7MT-FP8P4-94W92) y el software del sistema de información geográfico ArcGIS V. 10.0 (licencia del CIHAM-UC: 37105865) y ARCGIS online (Anexo I). La imagen satelital LANDSAT 9 Operational Land Imager (L9 OLI) está codificada bajo el sistema de referencia mundial con ruta y fila: 007, 055, respectivamente. La imagen fue adquirida por el satélite LANDSAT el 05 de marzo de 2023. Se encuentra disponible en el sitio web: <https://earthexplorer.usgs.gov/>. La imagen del satélite LANDSAT ha sido cortesía del Servicio Geológico de los Estados Unidos de América (USGS: United State Geological Survey, por sus siglas en inglés) (Márquez et al., 2019, 2022d). En cuanto a los LRS colectados en el RSG, éstos fueron analizados por métodos estandarizados (Rice et al., 2012).

Figura 17

Ubicación geográfica del RSG, Municipio Cúcuta, Dpto. Norte de Santander, Colombia



Nota. Fuente: Maldonado et al. (2023a,b, 2024a-c)

Las muestras de los LRS originados en el RSG se preservaron y se transportaron hasta el Laboratorio de Control y Calidad de la UNIPAMPLONA para el análisis correspondiente. Las muestras se analizaron utilizando las técnicas estandarizadas para el examen del agua y de las aguas residuales (Rice et al., 2012) y los resultados de los análisis de los parámetros físicoquímicos y microbiológicos se presentan en la Tabla 8, Figuras 18 y 19 (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Características de los LRS

Las muestras de los LRS presentaron una coloración café oscuro con tendencia a negro generada por la alta presencia de los compuestos orgánicos, con características muy variables, que pudieran ser atribuidas a la interacción de muchos factores como la composición y la edad de los RSU, la disponibilidad de oxígeno, la humedad, el diseño y la operación del RSG, la hidrología del lugar y la interacción entre los LRS y el medio ambiente (Pellón et al., 2015).

En la Tabla 8 y las Figuras 18 y 19 se presentan las características de los LRS-RSG, suministrando los parámetros estadísticos de los valores promedio, mínimo, máximo y desviación. Así mismo en las Figuras 18 y 19 se han representado las distribuciones de los valores de las concentraciones de los LRS-RSG usando técnicas estadísticas para mostrar la frecuencia de ocurrencia y la distribución en cuartiles de los datos. En la Figura 18 se representan las probabilidades de excedencia estimadas mediante el ajuste de las concentraciones de los LRS-RSG a dos funciones de distribución probabilística, que en todos los parámetros físicoquímicos incluyó a la función de distribución normal. Según Gutierrez y De La Vara (2008) al conocer la distribución de probabilidad del estadístico se podrán hacer estimaciones acerca de cuál es el valor del parámetro poblacional, y también será posible probar o verificar la validez de hipótesis o conjeturas que se tengan sobre la población o proceso. Adicionalmente, en la Figura 19 se muestra la comparación mediante diagramas de cajas de la distribución en cuartiles de los datos (Gutierrez y De La Vara, 2008), representados por los valores de las concentraciones de los parámetros físicoquímicos en los LRS-RSG obtenidos a partir de los muestreos en el RSG y posterior análisis de laboratorio en UNIPAMPLONA, como base original del líquido residual a ser tratado en los FAFA-MFS.

pH. El potencial de hidrógeno en las muestras presentó pocas variaciones, con valores alcalinos (8.29 – 8.60) (Tabla 8) (Maldonado et al, 2018a-e; 2020), de 8.2 a 8.5 con probabilidades de excedencia de 1 y 0.5 (Figura 18f) (Maldonado et al., 2024c), cuyo segundo cuartil alcanzó hasta un

valor de 8.5 (Figura 19), (Maldonado et al., 2023a,b). Según Guevara (2016), Álvarez y Guevara (2003), la mayoría de los microorganismos crece mejor en ambientes con rangos de pH relativamente estrechos, alrededor del nivel neutro (pH de 6 a 8). Los valores de pH obtenidos en LRS-RSG pudieran causar cierto grado de inhibición a los grupos bacterianos de la digestión anaeróbica (Hernández y Delgadillo, 2011); porque el rango óptimo en condiciones anaeróbicas ha debido oscilar entre 6.8 – 7.2 para el buen desempeño del proceso, evitando la producción de los sulfuros y la interferencia con los procesos biológicos como la nitrificación o los procesos químicos como la oxidación del hierro para la cual se requieren pH básicos (Morales, 2007).

DQO. Los LRS presentaron un valor máximo de 12 100 mg DQO L⁻¹, promedio de 9438 mg DQO L⁻¹ y mínimo de 6440 mg DQO L⁻¹ (Tabla 8) (Maldonado et al., 2018a-e; 2020), de 6400 a 8400 mg DQO L⁻¹ con probabilidades de excedencia de 1 y 0.5 (Figura 18b) (Maldonado et al., 2024c), cuyos segundo cuartil, media y mediana alcanzaron hasta un valor de 9000 mg DQO L⁻¹ (Figura 19), (Maldonado et al., 2023a,b). Estos valores han resultado similares a los que han sido reportados en ocho (8) RS de Noruega y de USA que han fluctuado entre 3000 y 22 000 mg DQO L⁻¹ (Méndez et al., 2008). Según Metcalf y Eddy (1991, 2003), las ARD fuertes tienen DQO desde 1000 mg DQO L⁻¹, este valor es 9 veces menor que el valor promedio encontrado en los LRS-RSG.

DBO_{5,20}. Este parámetro reportó valores mínimos de 2200 mg DBO_{5,20} L⁻¹, promedio de 2925 mg DBO_{5,20} L⁻¹ y máximos de 4500 mg DBO_{5,20} L⁻¹ (Tabla 8) (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022), de 2200 a 3700 mg DBO L⁻¹ con probabilidades de excedencia de 1 y 0.5 (Figura 18a) (Maldonado et al., 2024c), cuyo segundo cuartil, media y mediana alcanzaron valores de 2800 a 3200 mg DBO_{5,20} L⁻¹ (Figura 19), (Maldonado et al., 2023a,b). Estos resultados al ser relacionados con los valores de la DQO permitieron cuantificar el índice de biodegradabilidad del LRS. Según Metcalf y Eddy (1991, 2003), las ARD fuertes tienen DBO_{5,20} desde 400 mg DBO_{5,20} L⁻¹, este valor es 8 veces menor que el valor promedio encontrado en los LRS-RSG.

Índice de Biodegradabilidad. Los resultados obtenidos de la DBO_{5,20} y la DQO permitieron conocer las características del LRS-RSG, conformada por una mezcla entre LRS jóvenes y maduros que cuantificaron un IB entre 0.31- 0.37 (Tabla 8), valor que ha clasificado al LRS como tipo intermedio según rango de 0.1 – 0.5 (Luo et al., 2015), con un IB de media (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Sólidos. Las muestras contenían en promedio las siguientes concentraciones (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022); de ST: 13 562.92 mg L⁻¹, SS: 0.28 mL L⁻¹ h⁻¹, SST: 1015.83 mg L⁻¹ y de SSV: 5337.08 mg L⁻¹. (Tabla 8) Así mismo, se han estimado para ST desde 12 000 a 13 300 mg L⁻¹, SST: 670 a 1120 mg L⁻¹ y de SSV: 4800 a 5400 mg L⁻¹ con probabilidades de excedencia de 1 y 0.5 (Figuras 18c-e) (Maldonado et al., 2024c), siendo estos intervalos también coincidentes con el segundo cuartil, media y mediana (Figura 19), (Maldonado et al., 2023a,b). Según estudios que han sido realizados por Lozada et al. (2014), de Pellón et al. (2015) y de Méndez et al. (2004) indicaron que correspondían a LRS jóvenes, de edad intermedia.

Metales Pesados. Las muestras contenían en promedio las siguientes concentraciones (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022); de Cr: 0.76 mg L⁻¹, Fe: 20.19 mg L⁻¹, Pb: 0.59 mg L⁻¹ y de Zn: 0.58 mg L⁻¹ (Tabla 8). Así mismo, se han estimado para Cr: de 0.55 a 0.80 mg L⁻¹, Fe: de 18 a 20.5 mg L⁻¹ Pb: de 0.1 a 0.7 mg L⁻¹ y Zn: de 0.1 a 0.7 mg L⁻¹ con probabilidades de excedencia de 1 y 0.5 (Figuras 18f-j) (Maldonado et al., 2024c), siendo estos intervalos también coincidentes con el segundo cuartil, media y mediana (Figura 19), (Maldonado et al., 2023a,b).

En la Tabla 9 se muestra que las concentraciones de los metales pesados difirieron mucho entre los diferentes RS y vertederos, valores que dependían de la condición industrial de los municipios y de los RSU dispuestos, según los conceptos de diversos investigadores (Pellón et al., 2015; Montenegro, 2013; Méndez et al., 2008; Minambiente, Decreto 3930, 2010; Nájera et al., 2009; Villamizar et al., 2013), pero los metales pesados por ser tóxicos han constituido un grave problema (Morales, 2007) que ha debido abordarse durante el tratamiento para haber evitado que haya incidido en la biodegradabilidad de los LRS.

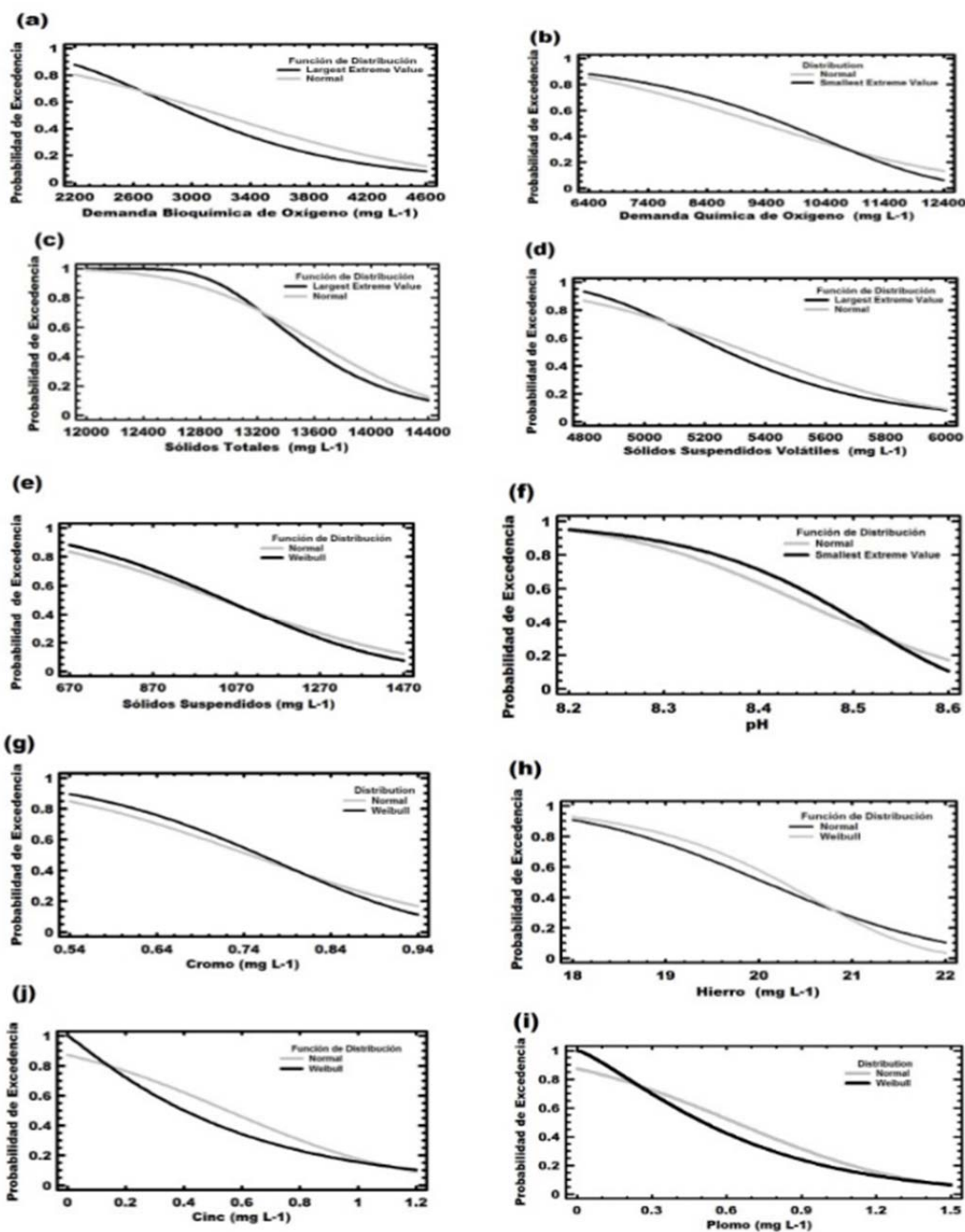
Tabla 8*Resultados de los análisis de los LRS de RSG, Cúcuta Col.*

Parámetro	Unidad	Promedio	Valor mínimo	Valor máximo	Desviación
pH		8.47	8.29	8.60	0.14
DQO	mg L ⁻¹ O ₂	9438.33	6440.00	12 100.00	2424.66
DBO ₅	mg L ⁻¹ O ₂	2925.00	2200.00	4500.00	1125.94
DBO ₅ /DQO	-	0.31	0.34	0.37	
ST	mg L ⁻¹	13 562.92	12 930.00	14 320.00	574.92
SST	mg L ⁻¹	1015.83	670.00	1420.00	339.48
SS	mL/L*h	0.28	0.15	0.50	0.17
SSV	mg L ⁻¹	5337.08	4860.00	5840.00	333.01
Conductividad	ms/cm	21.43	20.60	22.30	0.70
Turbiedad NTU	UNT	695.88	510.40	1051.20	215.08
Cloruros	mg L ⁻¹ Cl ⁻	2147.86	746.28	3455.00	1201.82
Dureza Total	mg L ⁻¹ CaCO ₃	2142.39	1128.40	3210.00	829.61
Alcalinidad Total	mg L ⁻¹ CaCO ₃	9736.81	8942.00	10 730.40	730.79
Nitrógeno Amoniacal	mg L ⁻¹ NH ₄	33.33	20.00	60.00	15.06
Nitritos	mg L ⁻¹ NO ₂	1.95	0.22	3.70	1.39
Fosfatos	mg L ⁻¹ PO ₄	284.50	132.00	437.00	114.06
Sulfatos	mg L ⁻¹ SO ₄	200.00	190.00	210.00	14.14
Cobre	mg L ⁻¹ Cu	0.51	0.06	1.04	0.45
Plomo	mg L ⁻¹ Pb	0.59	0.10	1.21	0.44
Cromo	mg L ⁻¹ Cr	0.76	0.54	0.94	0.18
Cinc	mg L ⁻¹ Zn	0.58	0.05	1.02	0.41
Manganeso	mg L ⁻¹ Mn	0.87	0.26	1.77	0.63
Hierro total	mg L ⁻¹ Fe	20.19	18.45	21.53	1.27
Potasio	mg L ⁻¹ K	2381.00	309.00	3208.00	1123.00
Sodio	mg L ⁻¹ Na	1056.87	808.40	1227.80	172.04
Calcio	mg L ⁻¹ Ca	182.42	156.14	223.20	30.74
Magnesio	mg L ⁻¹ Mg	220.39	172.18	251.60	75.11
Grasas y Aceites	mg L ⁻¹	8.00	5.00	9.50	1.76
Coliformes Totales	NMP (100 mL) ⁻¹	2150.00	500.00	3000.00	1029.08
Coliformes Fecales	NMP (100 mL) ⁻¹	1300.00	300.00	3000.00	1033.44

Nota. Fuente: (Maldonado y Rodríguez, 2016; Maldonado et al., 2018a-e; 2020).

Figura 18

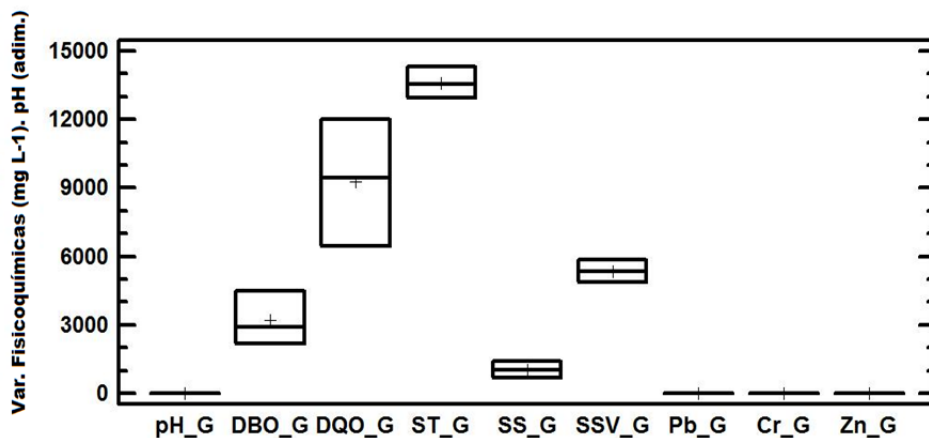
Caracterización fisicoquímica del LRS del GSL, Cúcuta, Colombia, de 2014 a 2019: (a) DBO; (b) DQO; (c) ST; (d) SSV; (e) SS; (f) pH; (g) Cromo; (h) Hierro; (i) Plomo; y (j) Zinc.



Nota. Fuente: Maldonado et al. (2023a,b, 2024a-c)

Figura 19

Diagramas de cajas y bigotes de la caracterización fisicoquímica de LRS desde el GSL, Cúcuta, Colombia, de 2014 a 2019:



Nota. Fuente: Maldonado et al. (2023a,b)

La caracterización de los LRS, como sustrato para la alimentación de los reactores DI-FAFS y de los TRI-FAFS fue llevada a cabo sobre los LRS provenientes del RS “Guayabal” (RSG), Municipio San José de Cúcuta, Departamento Norte de Santander, Colombia. Entre las principales características de los LRS para el diseño de los FAFA-MFS se encontraron al pH con valores alrededor de 8, siendo adecuado para el crecimiento de los microorganismos. La MO expresada como DBO_{5,20} y la DQO dieron valores promedios hasta 9 veces mayores que el umbral para la categorización de un ARD fuerte. Los metales pesados contenidos en los LRS-RSG incluyendo como principales, al cromo, hierro total, plomo total resultaron valores similares a los RS recibiendo residuos industriales.

Los LRS evaluados se han podido clasificar como LRS tipo 3 (Intermedio), pudiendo ser seleccionados como sustrato para alimentar los FAFA-MFS, que han sido proyectados para trabajar con una concentración máxima del LRS de 3500 mg DQO L⁻¹, a pesar de la biodegradabilidad baja (IB = 0.30) y de la característica recalcitrante de los LRS debido a la presencia de metales pesados, que puede ser reducida mediante la aplicación de una técnica de dilución del sustrato a ser suministrado a los FAFA-MFS, sobre la base de que se obtuvieron valores de 6400 a 8400 mg DQO L⁻¹ con probabilidades de excedencia de 1 y 0.5. Según Guevara (2006), Álvarez y Guevara (2003) las concentraciones tóxicas del compuesto a ser degradado o de los subproductos de la degradación pueden ocasionar disrupciones físicas mayores de las bacterias (Ej., disolución de membranas por disolventes), o crear uniones competitivas de alguna enzima en particular. En estos casos, los procesos

físicos como dilución, sorción, precipitación y volatilización, se transforman en mecanismos importantes para el decrecimiento de la concentración de los contaminantes a niveles sub-inhibitorios.

En la Tabla 9 se reportan las concentraciones de los metales pesados que han sido encontrados en los LRS de diferentes RS (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Tabla 9

Presencia de metales pesados en los LRS de diferentes RS

Parámetro	Unidad	El Guayabal, Cúcuta (*)	Guanabacoa, la Habana 2014	Doña Juana, 2011	Tuxtla Gutiérrez, Chiapas, México 2008	Mérida Yucatán, México 2002-3	El Carrasco Santander, Colombia. 2001
Cobre	mg L ⁻¹ Cu	0.51	1.4	0.067	0.19	0.214	0.16
Plomo	mg L ⁻¹ Pb	0.59	0.71	0.23	1.851	0.236	ND
Cromo	mg L ⁻¹ Cr	0.76	0.12	ND	0.827	6.98	0.79
Cinc	mg L ⁻¹ Zn	0.58	6.2	0.59	3.425	3.2	4
Manganeso	mg L ⁻¹ Mn	0.87	ND	0.17	ND	0.81	ND
Hierro total	mg L ⁻¹ Fe	20.19	ND	17.73	21.159	64.05	312.5
Potasio	mg L ⁻¹ K	2381	ND	ND	ND	10 252.0	ND
Sodio	mg L ⁻¹ Na	1056.87	ND	ND	ND	11 850.0	ND
Calcio	mg L ⁻¹ Ca	182.42	ND	ND	ND	ND	ND
Magnesio	mg L ⁻¹ Mg	220.39	ND	ND	ND	ND	ND

Nota. Fuente: Maldonado y Rodríguez (2016); (*) Estudio actual ND= No Determinado

Coliformes. Los microorganismos de origen fecal por presencia de las excretas de los animales de sangre caliente o por contacto con el vertimiento de las ARD (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022); resultaron en registros bajos de los coliformes totales ($5 \times 10^2 - 3 \times 10^3$) y los coliformes fecales ($3 \times 10^2 - 3 \times 10^3$) (Tabla 8). Estos microorganismos han tolerado cantidades apreciables de tóxicos y han podido ayudar a la biodegradabilidad de los LRS, porque han utilizado trazas de los metales como cofactores de crecimiento y también han realizado la adsorción de los metales y/o la quelación de los mismos de acuerdo a las reacciones que se hayan podido presentar en las estructuras externas de estas bacterias, tales como la pared celular, las membranas, las cápsulas, los exopolisacáridos, las biopelículas, entre otros (Guevara, 2016).

Para efectos comparativos se presenta la Tabla 10 donde se ilustran los parámetros típicos de un LRS nuevo y otro maduro que ha sido comparado con las concentraciones de los LRS del RSG–Cúcuta (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Tabla 10

Datos típicos de lixiviados y del LRS del RSG – Cúcuta

Parámetro	RS Nuevo		RS Maduro	RS El Guayabal Cúcuta (Estudio Actual)
	Rango	Típico	Rango	
DBO _{5,20}	2000 – 30 000	10 000	100-200	2925.00
COT	1500 – 20 000	6000	80-160	ND
DQO	3000 – 60 000	18000	100-500	9438.33
SST	200-2000	500	100-400	1015.83
N-orgánico	10-800	200	80-120	ND
N-amoniaco	10-800	200	20-40	15.06
Nitratos	5-40	25	5-10	1.39
Fósforo total	5-100	30	5-10	114.06
Orto fosfatos	4-80	20	4-8	ND
Alcalinidad (CaCO ₃)	1000 – 10 000	3000	200-1000	9736.81
pH	4.5 - 7.5	6	6.6-7.5	8.47
Dureza (CaCO ₃)	300 – 10 000	3500	200-500	2142.39
Calcio	200 – 3000	1000	100-400	182.42
Magnesio	50-1500	250	50-200	220.39
Potasio	200-1000	300	50-400	2381.00
Sodio	200-2500	500	100-200	1056.87
Cloro	200-3000	500	100-400	ND
Sulfatos	50-1000	300	20-50	200.00
Hierro total	50-1200	60	20-200	20.19

Nota. Fuente: Tchobanoglous et al. (1994); Maldonado-Maldonado y Rodríguez Chona, (2016); ND = No determinado

Los valores y rangos típicos para LRS según la edad del RS (nuevos o maduros) (Tchobanoglous et al.,1994) se han comparado con los obtenidos en la caracterización que ha sido realizada para el LRS-RSG en estudio, a fin de orientar la clasificación a ser realizada.

Clasificación de los LRS

Los LRS que se han clasificado (Tabla 10) como nuevos, corresponden a aquellos provenientes de RS menores de 2 años y maduros, a los mayores de 10 años (Tchobanoglous et al., 1993, 1994), quedando desde luego en rangos intermedios los LRS con edades entre 2 y 10 años, pero a diferencia, otros investigadores (Chian y Dewalle, 1976) han considerado que los LRS han sido jóvenes si la edad ha sido < 5 años y el rango intermedio ha variado entre 5 y 10 años.

Los LRS-RSG caracterizados en el estudio presentaron concentraciones intermedias de los compuestos orgánicos tanto en términos de la DQO y la $DBO_{5,20}$, con el IB entre 0.31 y 0.37 (Tabla 10), con valores altos de los ST, el fósforo total, la alcalinidad y la dureza, con el pH ligeramente alcalino y también con bajas concentraciones de los nitratos y los coliformes (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Como los LRS-RSG de Cúcuta fueron generados con características variables por ser una mezcla LRS provenientes de las celdas jóvenes e intermedias del RSG que a la fecha del muestreo tenían un poco menos de 10 años de operación y además teniendo en cuenta que la mayoría de los LRS eran recirculados dentro del mismo RSG y de acuerdo con Tchobanoglous et al. (1994), Chian y Dewalle, (1976) y Luo et al. (2015), se encontró que los LRS-RSG evaluados se han podido clasificar como LRS tipo 3 (Intermedio) y por ende han podido ser seleccionados como sustrato para alimentar los FAFA-MFS, que han sido proyectados para trabajar con una concentración máxima del LRS de $3500 \text{ mg DQO L}^{-1}$, a pesar de la biodegradabilidad media (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Discusión de Resultados sobre la Caracterización de los LRS sustrato de los FAFA-MFS

La caracterización de los LRS usados en los FAFA-MFS y la comparación de estas caracterizaciones con otros LRS de RS para procesar RSU se muestran en la Tabla 11 y la Figura 20, donde los LRS fueron muestreados en los RS indicados como sigue, RSG fue descrito en la respuesta al objetivo No. 1, RS La Cortada (RSLC) está ubicado en el municipio Pamplona, Colombia, en las coordenadas geográficas que cubren las latitudes N $07^{\circ} 21' 55''$ y N $07^{\circ} 23' 25''$ y longitudes O $2^{\circ} 37' 48''$ y O $72^{\circ} 39' 30''$, (Figura 13A del Anexo III) (Maldonado et al., 2023a,b,2024a-c) y RS Mavallipura ubicado al norte de Bangalore, India, en la latitud N $13^{\circ} 50'$, y la longitud E $77^{\circ} 36'$ (Naveen et al., 2017). Los parámetros físicoquímicos son comparados con los límites desde una concentración débil a fuerte, la cual se corresponde con una categorización de los LRS en tres niveles escalados de acuerdo a las edades como joven (< 5 años), intermedio (5-10 años) y antiguo (> 10 años)

(Kiely y Veza, 1999; Teng et al., 2021), así como con respecto a la normativa nacional e internacional. Los principales parámetros fisicoquímicos contenidos en los LRS en comparación que han sido involucrados en la caracterización fueron pH, DQO, DBO₅, sólidos (totales, suspendidos y suspendidos volátiles), cloruros, compuestos nitrogenados (nitrógeno total, nitrógeno amoniacal y nitrito), fosfatos, sulfatos, metales (cobre, plomo total, hierro total, cinc, calcio, potasio, sodio) (Maldonado et al., 2023a,b,2024a-c; Naveen et al. 2017).

El pH de los LRS de RSG resultó variar entre 8.29 y 8.69, estando en un intervalo similar a los LRS de RSLC (53), y ligeramente inferior a los LRS de RSM (Tabla 11). En conjunto, los tres RS generaron LRS, cuyo pH puede ser asociado a un RS antiguo (>7.5) (Tabla 7A), así como estuvo dentro del intervalo de variación para descargas a cuerpos de agua (6-9) en cumplimiento de la Gaceta Oficial Extraordinaria No. 5021 del 18/12/95, Decreto No. 883 de fecha 11 de octubre de 1995, y Resolución No. 0631 (Minambiente de Colombia, 2015) (Tabla 8A). Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003), el pH es una indicación del equilibrio químico en el agua y afecta a la disponibilidad de ciertos elementos químicos o nutrientes en el agua para ser absorbidos por los microorganismos en el medio acuoso. La mayoría de las especies bióticas de agua dulce toleran valores de pH entre 6.5 y 8.4. El pH obtenido en los LRS-RSG estuvo en el orden del intervalo adecuado para la actividad microbiana desarrollada en los FAFA-MFS.

La DQO de los LRS de RSG resultó variar entre 6440 y 12100 mg L⁻¹, estando en un intervalo similar a los LRS de RSLC (Figura 20), y teniendo contenido completamente a los LRS de RSM (Tabla 11). En conjunto, los tres RS generaron LRS, cuya DQO puede ser asociada a un RS en una transición desde joven a intermedio (entre 5 000 y 30 000 mg L⁻¹) (Tabla 7A), así como los DQO fueron superiores a 350 mg L⁻¹, resultando aproximadamente entre 10 y 10² órdenes de magnitud del umbral indicado en la Tabla 8A, conduciendo al incumplimiento de la Gaceta Oficial Extraordinaria: 5021 del 18/12/95, Decreto No. 883 de fecha 11 de octubre de 1995, y Resolución No. 0631 (Minambiente de Colombia, 2015) (Tabla 8A). Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003), existen algunas características estructurales en los compuestos orgánicos que no son comunes en la naturaleza denominados xenóforos (ejemplo, sustituciones con grupos Cl, NO₂, CN, y SO₃), hacen que la molécula sea difícil de ser reconocida como un sustrato por las escasas vías metabólicas centrales existentes (Alexander, 1999). Por eso, dichos contaminantes tienden a ser recalcitrantes (reacios) a la degradación microbiana. En los LRS-RSG, la biodegradabilidad de los compuestos orgánicos fue ponderada en conjunto con la DBO_{5,20}, encontrando un IB entre 0.31- 0.37, valor que ha clasificado al LRS-RSG como tipo intermedio según rango de 0.1 – 0.5 (Luo et al., 2015), pudiendo contener una

fracción recalcitrante causando inhibición microbiana en los FAFA-MFS (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

La $\text{DBO}_{5,20}$ de los LRS de RSG resultó variar entre 2200 y 4500 mg L^{-1} (Tabla 11), estando en un intervalo hasta dos veces menor que los LRS de RSLC (Figura 53), y teniendo contenido completamente a los LRS de RSM (Tabla 11). En conjunto, los tres RS generaron LRS, cuya DBO_5 puede ser asociada a un RS en una transición desde joven a intermedio (entre 2000 y 14 000 mg L^{-1}) (Tabla 7A), así como fueron superiores a 60 mg L^{-1} , resultando aproximadamente entre 10^2 y 10^4 órdenes de magnitud del umbral indicado en la Tabla 8A, conduciendo al incumplimiento de la Gaceta Oficial Extraordinaria: 5021 del 18/12/95, Decreto No. 883 de fecha 11 de octubre de 1995, y Resolución No. 0631 (Minambiente de Colombia, 2015) (Tabla 8A).

Los ST de los LRS de RSG resultaron variar entre 12 930 y 14 320 mg L^{-1} , estando en un intervalo contenido en los LRS de RSLC (Figura 20) (Tabla 11). En conjunto, los tres RS generaron LRS, cuyos ST pueden ser asociados a un RS en una transición desde joven a intermedio (entre 5000 y 30 000 mg L^{-1}) (Tabla 7A).

Los SST de los LRS de RSG resultaron variar entre 670 y 1420 mg L^{-1} , estando en un intervalo contenido dentro de los LRS de RSLC (Figura 20), y teniendo contenido completamente a los LRS de RSM (Tabla 11). En conjunto, los tres RS generaron LRS, cuyos SST pueden ser asociados a un RS en una transición desde joven a intermedio (entre 500 y 2500 mg L^{-1}) (Tabla 7A), así como fueron superiores a 80 mg L^{-1} , resultando aproximadamente entre 10^2 y 10^4 órdenes de magnitud del umbral indicado en la Tabla 8A, conduciendo al incumplimiento de la Gaceta Oficial Extraordinaria: 5021 del 18/12/95, Decreto No. 883 de fecha 11 de octubre de 1995, y Resolución No. 0631 (Minambiente de Colombia, 2015) (Tabla 8A).

Los SSV de los LRS de RSG resultaron variar entre 4860 y 5840 mg L^{-1} , estando en un intervalo contenido dentro de los LRS de RSLC (Figura 20), (Tabla 11). En conjunto, los tres RS generaron LRS, cuyos SSV pueden ser asociados a un RS en una transición desde joven a intermedio (entre 500 y 2500 mg L^{-1}) (Tabla 7A),

Los cloruros de los LRS de RSG resultaron variar entre 746 y 3455 mg L^{-1} , estando en un intervalo contenido dentro de los LRS de RSLC (Figura 20), y teniendo contenido completamente a los LRS de RSM (Tabla 11). En conjunto, los tres RS generaron LRS, cuyos cloruros pueden ser asociados a un RS en una transición desde joven a intermedio (entre 1000 y 3000 mg L^{-1}) (Tabla 7A), así como fueron la mayor parte del tiempo superiores a 1000 mg L^{-1} , umbral indicado en la Tabla 8A,

conduciendo al incumplimiento de la Gaceta Oficial Extraordinaria: 5021 del 18/12/95, Decreto No. 883 de fecha 11 de octubre de 1995, y Resolución No. 0631 (Minambiente de Colombia, 2015) (Tabla 8A).

El nitrógeno amoniacal de los LRS de RSG resultó variar entre 20 y 60 mg L⁻¹, estando en un intervalo contenido dentro de los LRS de RSLC (Figura 20), y los LRS de RSM (Tabla 11). En conjunto, los tres RS generaron LRS, cuyo nitrógeno amoniacal puede ser asociado a un RS en la proximidad a un RS de edad intermedia (entre 200 y 1200 mg L⁻¹) (Tabla 7A).

Los nitritos de los LRS de RSG resultaron variar entre 0.22 y 3.70 mg L⁻¹, estando en un intervalo hasta dos veces menor que los LRS de RSLC (Figura 20), y teniendo contenido completamente a los LRS de RSM (Tabla 11). En conjunto, los tres RS generaron LRS, cuyos nitritos pueden ser asociados a un RS en una transición desde joven a intermedio (entre 500 y 1500 mg L⁻¹) (Tabla 7A), así como fueron superiores a 10 mg L⁻¹, resultando aproximadamente entre 10² y 10⁴ órdenes de magnitud del umbral indicado en la Tabla 8A, conduciendo al incumplimiento de la Gaceta Oficial Extraordinaria: 5021 del 18/12/95, Decreto No. 883 de fecha 11 de octubre de 1995, y Resolución No. 0631 (Minambiente de Colombia, 2015) (Tabla 8A).

Los fosfatos de los LRS de RSG resultaron variar entre 132 y 437 mg L⁻¹, estando en un intervalo hasta dos veces menor que los LRS de RSLC (Figura 20), y teniendo contenido completamente a los LRS de RSM (Tabla 11). En conjunto, los tres RS generaron LRS, cuyos fosfatos pueden ser asociados a un RS en una transición desde joven a intermedio (entre 5 y 100 mg L⁻¹) (Tabla 7A).

Los sulfatos de los LRS de RSG resultaron variar entre 190 y 210 mg L⁻¹, estando en un intervalo teniendo contenido completamente a los LRS de RSM (Tabla 11). En conjunto, los RS generaron LRS, cuyos sulfatos pueden ser asociados a un RS en una transición desde joven a intermedio (entre 50 y 400 mg L⁻¹) (Tabla 7A), así como fueron inferiores a 1000 mg L⁻¹, resultando aproximadamente entre 10² y 10⁴ órdenes de magnitud del umbral indicado en la Tabla 8A, conduciendo al cumplimiento de la Gaceta Oficial Extraordinaria: 5021 del 18/12/95, Decreto No. 883 de fecha 11 de octubre de 1995, y Resolución No. 0631 (Minambiente de Colombia, 2015) (Tabla 8A).

El cobre de los LRS de RSG resultó variar entre 0.06 y 1.04 mg L⁻¹, estando en un intervalo teniendo contenido completamente a los LRS de RSM (Tabla 11). En conjunto, los RS generaron LRS, cuyo cobre puede ser asociado a un RS en una transición desde joven a intermedio (entre 10 y 1000 mg L⁻¹) (Tabla 7A), así como fueron inferiores a 1.0 mg L⁻¹, resultando aproximadamente entre inferior al umbral indicado en la Tabla 8A, conduciendo al cumplimiento de la Gaceta Oficial

Extraordinaria: 5021 del 18/12/95, Decreto No. 883 de fecha 11 de octubre de 1995, y Resolución No. 0631 (Minambiente de Colombia, 2015) (Tabla 8A).

El plomo de los LRS de RSG resultó variar entre 0.10 y 1.21 mg L⁻¹, estando en un intervalo teniendo contenido completamente a los LRS de RSM (Tabla 11). En conjunto, los RS generaron LRS, cuyo plomo puede ser asociado a un RS en una transición desde joven a intermedio (entre 20 y 1000 mg L⁻¹) (Tabla 7A), así como fueron inferiores a 0.5 mg L⁻¹, resultando aproximadamente superior al umbral indicado en la Tabla 8A, conduciendo al incumplimiento de la Gaceta Oficial Extraordinaria: 5021 del 18/12/95, Decreto No. 883 de fecha 11 de octubre de 1995, y Resolución No. 0631 (Minambiente de Colombia, 2015) (Tabla 8A).

El cromo de los LRS de RSG resultó variar entre 0.54 y 0.94 mg L⁻¹, estando en un intervalo teniendo contenido completamente a los LRS de RSM (Tabla 11). En conjunto, los RS generaron LRS, cuyo cromo puede ser asociado a un RS en una transición desde joven a intermedio (entre 20 y 1000 mg L⁻¹) (Tabla 7A), así como fueron inferiores a 2.0 mg L⁻¹, resultando inferior al umbral indicado en la Tabla 8A, conduciendo al cumplimiento de la Gaceta Oficial Extraordinaria: 5021 del 18/12/95, Decreto No. 883 de fecha 11 de octubre de 1995, y Resolución No. 0631 (Minambiente de Colombia, 2015) (Tabla 8A).

El cinc de los LRS de RSG resultó variar entre 0.05 y 1.02 mg L⁻¹, estando en un intervalo teniendo contenido completamente a los LRS de RSM (Tabla 11). En conjunto, los RS generaron LRS, cuyo cinc puede ser asociado a un RS en una transición desde joven a intermedio (entre 0.1 y 10 mg L⁻¹) (Tabla 7A), así como fueron inferiores a 3.0 mg L⁻¹, resultando inferior al umbral indicado en la Tabla 8A, conduciendo al cumplimiento de la Gaceta Oficial Extraordinaria: 5021 del 18/12/95, Decreto No. 883 de fecha 11 de octubre de 1995, y Resolución No. 0631 (Minambiente de Colombia, 2015) (Tabla 8A).

El hierro total de los LRS de RSG resultó variar entre 0.05 y 1.02 mg L⁻¹, estando en un intervalo teniendo contenido completamente a los LRS de RSM (Tabla 11). En conjunto, los RS generaron LRS, cuyo hierro total puede ser asociado a un RS en una condición de intermedio (entre 30 y 100 mg L⁻¹) (Tabla 7A), así como fueron inferiores a 10 mg L⁻¹, resultando inferior al umbral indicado en la Tabla 8A, conduciendo al cumplimiento de la Gaceta Oficial Extraordinaria: 5021 del 18/12/95, Decreto No. 883 de fecha 11 de octubre de 1995, y Resolución No. 0631 (Minambiente de Colombia, 2015) (Tabla 8A).

El potasio de los LRS de RSG resultó variar entre 309 y 3208 mg L⁻¹, estando en un intervalo teniendo contenido completamente a los LRS de RSM (Tabla 11).

El calcio de los LRS de RSG resultó variar entre 156 y 223 mg L⁻¹, estando en un intervalo teniendo contenido completamente a los LRS de RSM (Tabla 11). En conjunto, los RS generaron LRS, cuyo calcio puede ser asociado a un RS en una condición de intermedio (entre 30 y 100 mg L⁻¹) (Tabla 7A)

El sodio total de los LRS de RSG resultó variar entre 808 y 2227 mg L⁻¹, estando en un intervalo teniendo contenido completamente a los LRS de RSM (Tabla 11). En conjunto, los RS generaron LRS, cuyo sodio puede ser asociado a un RS en una condición de intermedio (entre 500 y 2000 mg L⁻¹) (Tabla 7A)

En la Tabla 11 (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), al comparar los valores de los parámetros fisicoquímicos contenidos en los LRS determinados en el RSG con respecto a los LRS obtenidos del RSLC se observa que el contenido de materia orgánica fue superior en RSLC en un orden de aproximadamente 1.5 veces los valores obtenidos en RSG, lo cual se explica debido a la disposición de residuos sólidos predominantemente de origen doméstico con proporción significativa de compuestos orgánicos, por ejemplo, RSG tuvo la siguiente composición de residuos sólidos urbanos para las caracterizaciones reportadas en 2015-2016 (Chávez y Valencia, 2019), con respecto a compuestos orgánicos (alimentos, restos de jardín y putrescibles (59 – 63.3 %), residuos plásticos (12-16 %), papel (2 – 2.20 %), cartón (4.5 - 9 %), textiles (productos textiles (3.8 – 5 %), caucho y cuero (1 - 3.3 %), productos de madera (0 -1.4%), residuos orgánicos, evidenciando la influencia sobre las altas concentraciones de materia orgánica con respecto a otros RS.

En la Tabla 11 (Maldonado et al., 2023a, b,2024b), como se ha comentado, los valores de la DQO resultaron similares en los LRS en estudio. Aunque las características fisicoquímicas de los sustratos parecen ser similares al estar compuestos por un alto contenido de materia orgánica, la principal diferencia es la presencia de sustancias inhibidoras y recalcitrantes (p.ej. metales pesados y haluros metálicos) en los LRS, especialmente en aquellos que reciben residuos industriales, como es el caso de RSG. Según Guevara (2016) cuando existen concentraciones tóxicas de los compuestos a degradar o de los subproductos de la degradación, que pueden causar interrupciones físicas importantes de las bacterias (p.ej. disolución de membranas por solventes), o crear unión competitiva de una enzima en particular. En estos casos, los procesos físicos como la dilución, la sorción, la precipitación y la volatilización se convierten en mecanismos importantes para disminuir la concentración de los

contaminantes a niveles sub-inhibitorios. Este es el aspecto importante para tratar los LRS en reactores anaeróbicos multietapa.

Tabla 11

Resultados comparativos de caracterizaciones de los LRS del RSG y otros RS

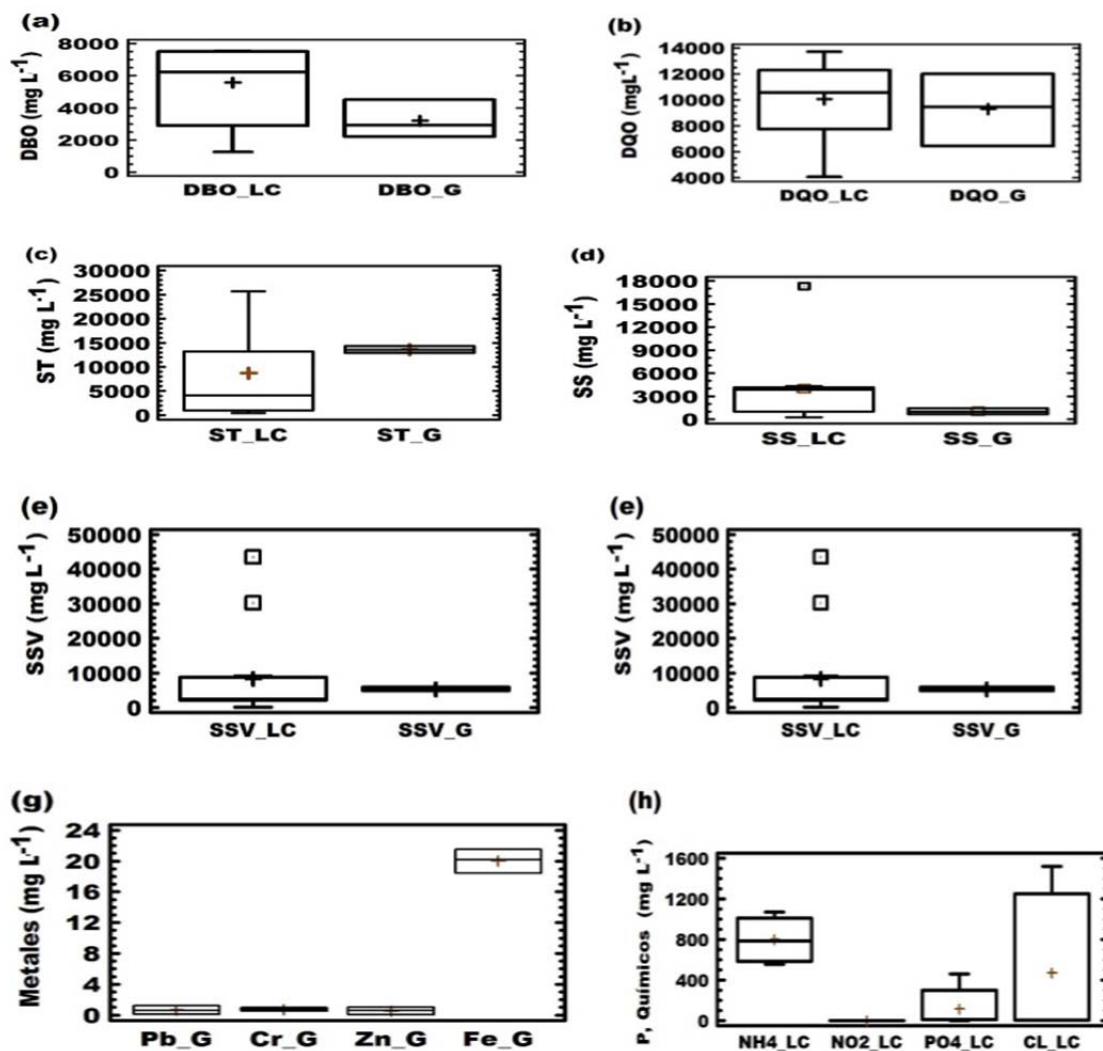
RS	Parámetro	Unidad	Promedio	Valor mínimo	Valor máximo	Referencia
RSG	pH		8.47	8.29	8.60	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSLC	pH		8.46	7.9	9.2	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSM	pH		7.5	7.4	7.6	Naveen et al. 2017
RSG	DQO	mg L ⁻¹	9438	6440	12 100	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSLC	DQO	mg L ⁻¹	13 700	4050	10 070	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSM	DQO	mg L ⁻¹	11 066	10 400	12 000	Naveen et al. 2017
RSG	DBO ₅	mg L ⁻¹	2925	2200	4500	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSLC	DBO ₅	mg L ⁻¹	5578	1250	7524	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSM	DBO ₅	mg L ⁻¹	2000	1500	3000	Naveen et al. 2017
RSG	ST	mg L ⁻¹	13 562	12 930	14 320	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSLC	ST	mg L ⁻¹	8518	447	25 648	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSG	SST	mg L ⁻¹	1015	670	1420	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSLC	SST	mg L ⁻¹	3957	246	17 330	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSG	SSV	mg L ⁻¹	5337	4860	5840	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSLC	SSV	mg L ⁻¹	8294	131	43 500.	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSG	Cloruros	mg L ⁻¹	2147	746	3455	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSLC	Cloruros	mg L ⁻¹	467	6.4	1520	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSM	Cloruros	mg L ⁻¹	733	780	660	Naveen et al. 2017
RSG	Nitrógeno Amoniacal	mg L ⁻¹	33	20	60	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSLC	Nitrógeno Amoniacal	mg L ⁻¹	798	554	1070	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSM	Nitrógeno Amoniacal	mg L ⁻¹	2189	1803	2593	Naveen et al. 2017
RSG	Nitritos	mg L ⁻¹	1.95	0.22	3.70	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSLC	Nitritos	mg L ⁻¹	0.49	0.005	2.38	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSG	Fosfatos	mg L ⁻¹	284	132	437	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSLC	Fosfatos	mg L ⁻¹	2.1	112	460	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
RSG	Sulfatos	mg L ⁻¹	200	190	210	Maldonado et al. 2023a,b.2024
RSM	Sulfatos	mg L ⁻¹	40.67	40.00	42.00	Naveen et al. 2017
RSG	Cobre	mg L ⁻¹	0.51	0.06	1.04	Maldonado et al. 2023a,b.2024
RSM	Cobre	mg L ⁻¹	0.05	0.002	0.15	Naveen et al. 2017
RSG	Plomo	mg L ⁻¹	0.59	0.10	1.21	Maldonado et al. 2023a,b.2024
RSM	Plomo	mg L ⁻¹	0.27	0.22	0.30	Naveen et al. 2017

RSG	Cromo	mg L ⁻¹	0.76	0.54	0.94	Maldonado et al. 2023a,b.2024
RSM	Cromo	mg L ⁻¹	0.02	0.011	0.02	Naveen et al. 2017
RSG	Zinc	mg L ⁻¹	0.58	0.05	1.02	Maldonado et al. 2023a,b.2024
RSM	Zinc	mg L ⁻¹	2.60	2.60	3.00	Naveen et al. 2017
RSG	Hierro total	mg L ⁻¹	20.19	18.45	21.53	Maldonado et al. 2023a,b.2024
RSM	Hierro total	mg L ⁻¹	11.48	11.160	12.04	Naveen et al. 2017
RSG	Potasio	mg L ⁻¹	2381	309	3208	Maldonado et al. 2023a,b.2024
RSM	Potasio	mg L ⁻¹	1669	1632	1701	Naveen et al. 2017
RSG	Sodio	mg L ⁻¹	1056	808	1227	Maldonado et al. 2023a,b.2024
RSM	Sodio	mg L ⁻¹	3342	3016	3710.	Naveen et al. 2017
RSG	Calcio	mg L ⁻¹	182	156	223	Maldonado et al. 2023a,b.2024
RSM	Calcio	mg L ⁻¹	426	400	440	Naveen et al. 2017

Las características relevantes de los LRS-RSG fueron el pH, la DQO, los metales pesados y los haluros metálicos. El pH se correspondió con un RS antiguo, siendo adecuado para la operación de los FAFA-MFS. La MO expresada como DQO estuvo en el intervalo de un RS joven a intermedio, existiendo incumplimiento con la normativa ambiental nacional e internacional. Los metales pesados tales como plomo, cobre y cromo estuvieron mayormente próximos y en algunos casos superaron el límite de la normativa ambiental nacional e internacional y su presencia fue considerada para las concentraciones en trazas para propósitos nutricionales, y su potencial para actuar como bactericidas en forma soluble y a concentraciones mayores que 1 mg L⁻¹. De la misma que forma que los metales pesados, los haluros metálicos como los cloruros superaron significativamente el límite de la normativa ambiental. En conjunto la presencia de metales pesados y haluros metálicos confirmó a los LRS la presencia de sustancias recalcitrantes e inhibitorias del metabolismo microbiano, así como altas concentraciones de la DQO condujeron a la aplicación de una técnica de dilución de los LRS con el propósito de llevar a niveles sub-inhibitorios la influencia que pudieran causar sobre la actividad microbiana a ser ejercida

Figura 20

Caracterización de los LRS usados como sustrato en los FAFA-MFS



Fuente: Maldonado et al. 2023a,b,2024

Descripción de las Características de los Componentes del Arreglo Experimental Operativo de los FAFA-MFS

A continuación, se describen las características de los componentes del arreglo experimental operativo de los FAFA-MFS durante el proceso de la remoción de la MO de los LRS

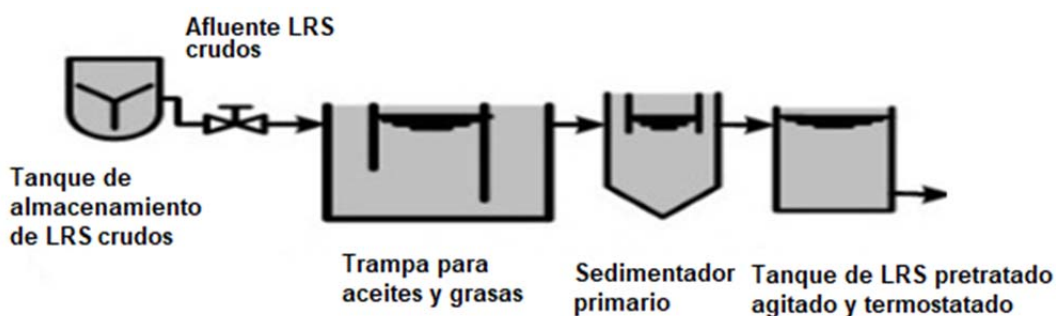
Dimensionamiento, Construcción y Montaje de Unidades de Pretratamiento

Como unidades de pretratamiento de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS se dimensionaron y construyeron a escala laboratorio, dos trampas de grasas en paralelo para remover grasas y aceites (Figura 21), cada una con una longitud de $L = 0.16$ m, un ancho de $B = 0.04$ m y profundidad $H = 0.08$ m, un volumen $V = 0.512$ L, con $TRH = 0.43$ h; cuyos efluentes convergen en un decantador primario de $L = 0.32$ m, $B = 0.16$ m, $H = 0.08$ m, $V = 4.096$ L y $TRH = 1.73$ h, para un TRH total de pre-tratamiento de 2.16 h (Maldonado et al., 2018a- e; 2020).

El sistema de alimentación del pretratamiento (Figura 21) fue implementado operacionalmente tanto por bombeo y por gravedad. En el modo de la operación por bombeo, las unidades de pre-tratamiento recibieron el afluente (LRS) bombeado con una electrobomba de diafragma marca Pulsatron LC54, con un caudal mínimo de 1.42 L h^{-1} y máximo de 4.73 L h^{-1} con una presión hasta de 80 psi ó 5.6 bar, succionados desde un tanque plástico de 80 L de capacidad. En el modo de operación por gravedad, el sistema de abastecimiento se cambió a gravedad, abastecido por medio de un tanque plástico ubicado en una cota alta del laboratorio, con un sistema de regulación de altura hidráulica constante, que dosificó caudal igualmente constante a las unidades de pre-tratamiento, incluyendo al tanque de almacenamiento que fue llenado manualmente con LRS-RSG crudo (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022). El modo preferencial de funcionamiento resultó ser el modo de operación gravitacional, debido a que dadas las altas concentraciones en aceites y grasas del LRS-RSG crudo, la dosificación de la tasa de flujo resultó ser ajustada al mínimo caudal de bombeo, conduciendo a favorecer el uso del modo gravitacional.

Figura 21

Esquema de pretratamiento de los DI-FAFS y TRI-FAFS:



Nota. Fuente: Maldonado et al. (2023a, 2024(a-c))

Dimensionamiento, Construcción y Montaje de los Reactores DI-FAFS

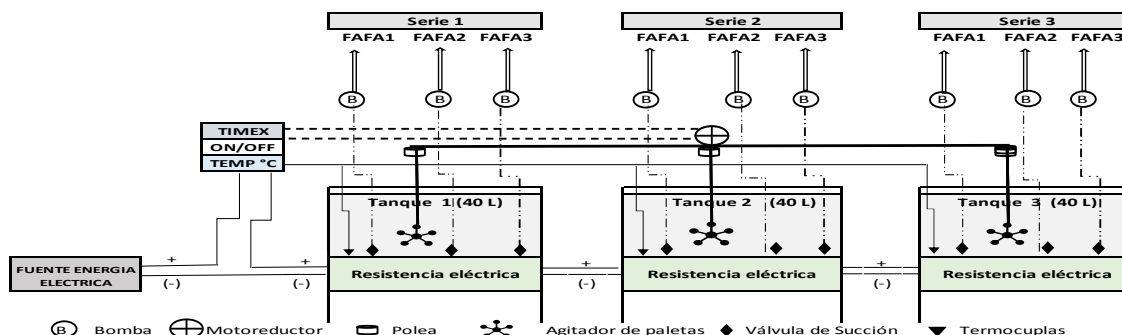
Se dimensionó y construyó el sistema de tratamiento primario, conformado por tres series de DI-FAFS, con tres reactores por serie, para un total de nueve (9) reactores, según disposición detallada en la Figura 7. A continuación se han descrito los componentes de todos los reactores DI-FAFS construidos (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Sistema de Alimentación de los DI-FAFS. Se dispusieron tres sistemas de alimentación, uno por serie, conformados por tres (3) tanques de 40 L para LRS-RSG pretratados y diluidos, dispuestos sobre resistencias eléctricas para calentar el sustrato y por medio de sensores se reguló electrónicamente la temperatura en tres rangos operativos: T_1 (baja) = 20 °C, T_2 (media) = 27 °C y T_3 (alta) = 34 °C, controlada por un sistema termostatado automático. Para evitar la sedimentación en los tanques de almacenamiento de LRS-RSG pretratados se mezclaron periódicamente (cada 15 minutos), con un agitador electromecánico temporizado de encendido y apagado automático, accionado por un moto-reductor, que transmitió con poleas el movimiento desde el agitador central de paletas hasta los otros dos agitadores auxiliares insertos en los dos tanques laterales (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

En la Figura 22 ilustra el sistema de alimentación de los DI-FAFS donde se observa que el sistema de bombeo estuvo conformado por nueve (9) bombas dosificadoras (tres por cada serie) soportadas sobre una estructura metálica, que succionó el LRS del RSG desde el tanque termo-agitado y temporizado y lo impulsó presurizado hasta cada uno de los nueve (9) reactores DI-FAFS, a través de ductos plásticos $\varnothing = \frac{1}{4}$ pulgada (6.35 mm); entre los tanques de almacenamiento y reactores (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Figura 22

Esquema de sistema de alimentación de los DI-FAFS y de los TRI-FAFS



Para garantizar las temperaturas del LRS-RSG y evitar las pérdidas de calor en el sistema causadas por influencia de la temperatura ambiente (15 °C promedio) se dispuso que todo el montaje quedara inserto en un espacio cerrado tipo invernadero, con temperatura interna de operación aportada y regulada por un calefactor electrónico con control térmico automático (Maldonado et al., 2018a- e, 2020, 2022).

En el Anexo VIII (F4 - F6) se ha presentado un archivo fotográfico que ha detallado el tanque de LRS a gravedad, las dos trampas de grasas, el decantador primario y el tanque de almacenamiento termoagitado–temporizado y las nueve bombas peristálticas que han suministrado el sustrato a todos los reactores (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Zonas de Entrada a los DI-FAFS. Ha tenido un falso fondo de PVC, diámetro nominal $\Phi = 2.5$ pulg ($\Phi_{int} = 66.07$ mm), $H =$ altura = 0.25 m y un volumen = 0.77 L, sin relleno, con dos ductos de diámetro nominal $\Phi = \frac{1}{4}$ pulg (0.00635 m), uno en la parte inferior para ingresar el LRS-RSG pretratado y presurizado, otro en la parte lateral que ha funcionado como purga (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Cuerpo de los DI-FAFS. Cada FAFA se separó en dos fases secuenciales en el sentido del flujo, la F1 con un volumen V_1 y la F2 con un volumen V_2 ; siendo el volumen total del reactor $V_{total} = V_1 + V_2$, tomando como base un FAFA de una fase con una altura máxima de 1.5 m y altura útil relleno con medio de soporte de 1.20 m (Young y McCarty, 1969), pero con relaciones porcentuales de profundidades variables: F1/F2 de $D_1/D_2 = 80\%/20\%$; $D_1/D_2 = 50\%/50\%$ y $D_1/D_2 = 20\%/80\%$ de la profundidad total, condicionada para que la sumatoria de las dos alturas $D_1 + D_2 = 1.20$ m (altura útil estándar para FAFA de fase única), tomando como base un TRH de $18 \pm 0,5$ h, que predeterminó el

Vtotal en cada reactor de 4.11 L, para un caudal de operación de 3.8 mL min^{-1} (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Los nueve (9) reactores DI-FAFS han tenido cuerpos plásticos de PVC y diámetros de $\varnothing = 2.5$ pulgadas (0.0635 m) con alturas y porcentajes volumétricos variables según lo indicado en las Figuras 7, 8 y 23 y en el Anexo VIII (F9-F10) fotografías de la disposición, construcción y montaje experimental de los DI-FAFS (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

En la Tabla 12 se presentan las dimensiones, porcentajes volumétricos y alturas de las F1 y F2 de los reactores DI-FAFS.

Tabla 12

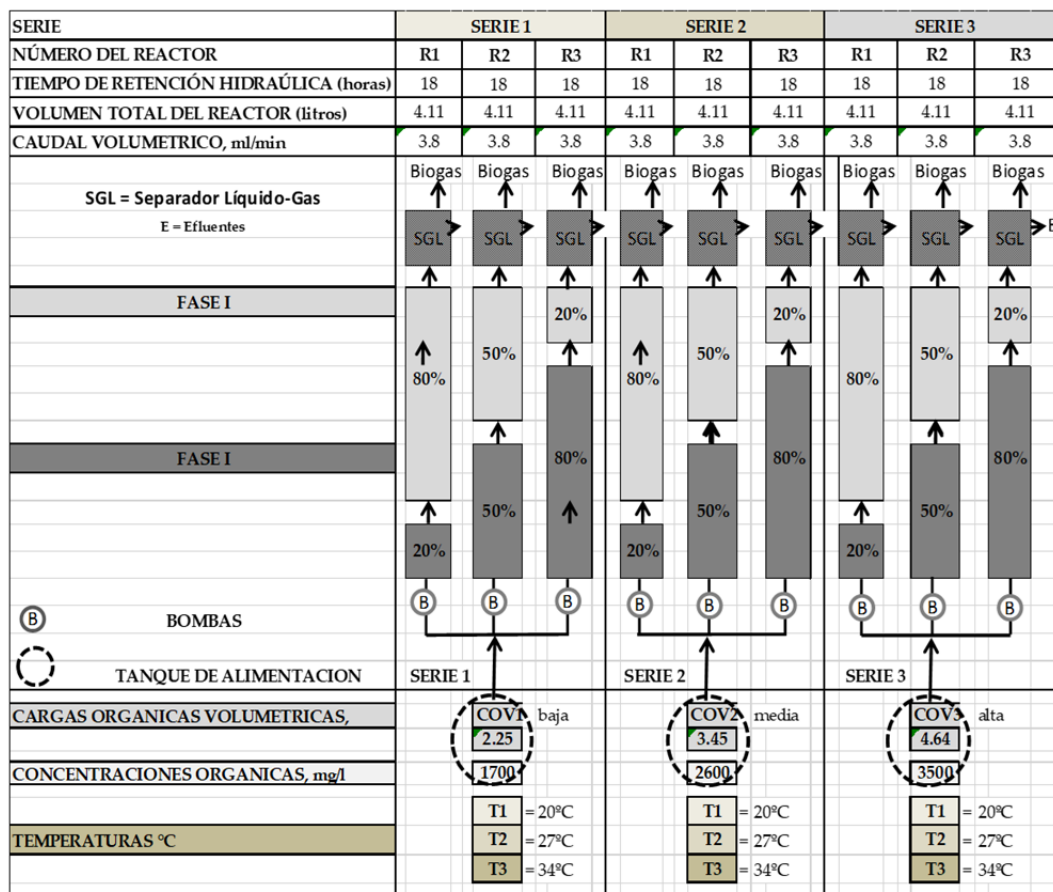
Dimensiones, porcentajes volumétricos y alturas F1 y F2 de los reactores DI-FAFS

Fase	$\varnothing_{\text{int}}$	DI-FAF(Serie1)		DI-FAFS (Serie 2)		DI-FAFS (Serie)	
No	(m)	Altura(m)	Vol. Útil (L)	Altura(m)	Vol. Útil (L)	Altura(m)	Vol. Útil (L)
F2 ↑	0.06607	0.96	$V_1 = 80\% = 3.288$	0.60	$V_1 = 50\% = 2.055$	0.24	$V_1 = 20\% = 0.822$
F1 ↓	0.06607	0.24	$V_2 = 20\% = 0.822$	0.60	$V_2 = 50\% = 2.055$	0.96	$V_2 = 80\% = 3.288$
TOTAL		1.20	$V_T = 100\% = 4.11$	1.20	$V_T = 100\% = 4.11$	1.20	$V_T = 100\% = 4.11$

Fuente: Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022a). V_T = Volumen total del reactor = $V_1 + V_2$

Figura 23

Esquema del dimensionamiento y montaje experimental de tres series y nueve DI-FAFS



Fuente: (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Material de Soporte en los Reactores DI-FAFS. Estuvo constituido de trozos de tubos de PVC, diámetro $\Phi = \frac{1}{2}$ pulgada (0.0127 m); L = 1.0 cm ((+/- 0.2cm), con área específica de 476.35 m²m⁻³, se rellenaron el cuerpo de todas las fases de los reactores DI-FAFS, material que no ha alterado el sustrato, ni la biomasa adherida y por ende no ha afectado al bioproceso anaeróbico. En el Anexo VIII (F9) se han mostrado imágenes del medio de soporte (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Separación del Efluente y de los Biogases en los DI-FAFS. A través de un ducto plástico, diámetro $\Phi = \frac{1}{4}$ pulgada (0.00635 m) ubicado en la parte superior de la segunda fase del DI-FAFS se entregó una mezcla de líquido-biogás, a un separador donde el efluente tratado salió lateralmente y el

biogás fluyó hacia la cúpula del mismo separador. En el Anexo VIII (F9) se ha presentado fotos detalladas de uno de los separadores construidos (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Integración del Sistema de Alimentación de los Reactores DI-FAFS. Se realizó para interconectar el sistema de pretratamiento con los reactores DI-FAFS, vertiendo el LRS pretratado y diluido en los tanques de alimentación (almacenamiento) termo-agitado y temporizado, donde el sustrato crudo fue calentado y succionado por unas bombas peristálticas (una por DI-FAFS) e impulsado a los filtros con caudal constante de 3.8 mL min^{-1} , para garantizar la aplicación de una COV constante en todos los reactores DI-FAFS (Figura 22). En total, los tres tanques de lixiviado alimentaron nueve reactores simultáneamente (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Medición de la Actividad Metanogénica Específica (AME) de los Lodos para Seleccionar el Inóculo de los DI-FAFS. Se seleccionaron cuatro (4) muestras de lodos; tres provenientes de plantas de tratamiento de aguas residuales en funcionamiento y una cuarta fue estiércol fresco, con el siguiente origen (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022):

- Lodo 1: Planta de tratamiento de aguas residuales Rio Frio - Bucaramanga.
- Lodo 2: Planta tratamiento de Campollo - Bucaramanga.
- Lodo 3: Planta de tratamiento de Macpollo - Bucaramanga.
- Lodo 4: Estiércol fresco de cerdo (Granja del instituto ISER- Pamplona).

Caracterización de los Lodos a Evaluar. De cada lodo se tomó un volumen de un litro, en un recipiente herméticamente sellado, que fue preservado y transportado a las instalaciones del Laboratorio de Control y Calidad de la UNIPAMPLONA donde se evaluaron las concentraciones de SST y SSV, mediante análisis estandarizados (Rice et al., 2012). Los reportes se presentan en la Tabla 13 (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Tabla 13

Caracterización de lodos evaluados para los reactores DI-FAFS

LODO	SSV mg L^{-1}	SST mg L^{-1}	$\frac{\text{SSV}}{\text{SST}}$
PTAR Mac Pollo	18 659	28 750	0.65
PTAR Campollo	18 150	33 350	0.54
PTAR Rio Frio	14 800	24 600	0.60
Estiércol cerdo	14 550	18 590	0.78

Fuente: Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022)

Los reportes han indicado que los lodos han tenido alta presencia de biomasa, con buena biodegradabilidad de sustratos orgánicos y producción de metano, siendo el estiércol de cerdo el que reportó la mayor relación de SSV/SST = 0.78; resultados que comparados con otros estudios (García y Díaz, 2003) han mostrado concentraciones bajas de sólidos, pero una relación de SSV/SST mayor en el estiércol de cerdo y muy cercanas en los lodos de Mac Pollo y de Río Frío, mientras que en el lodo de Campollo la relación ha sido baja. Otros investigadores (Nabarlatz et al., 2013) han reportado concentraciones altas para los lodos provenientes de una planta de tratamiento de aguas residuales y estiércol de cerdo con concentraciones SSV y SST con valores de $74\,000 \pm 300 \text{ mg L}^{-1}$ y $32\,200 \pm 950 \text{ mg L}^{-1}$, indicando que los lodos muestreados han tenido buenas concentraciones de biomasa (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Medición de Actividad Metanogénica Específica – AME de los lodos. Para la determinación de la AME, las condiciones experimentales del lodo fueron: volumen del recipiente: 1.0 L, concentraciones de: lodos con $1.36 \text{ g SSV L}^{-1}$; AGV: 4 g DQO L^{-1} ; T: 27°C ; pH: 7.1; sistema: sin agitación (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Se aplicó la primera y una segunda alimentación con AGV a 30°C siguiendo la metodología propuesta (Lozada y Pérez, 2010) y, se determinaron cuatro índices: 1) R (Pendiente) ó tasa de producción de CH_4 ; 2) la AME; 3) el IOAA; 4) el ITEAA. En la Tabla 14 se observa la producción de biogás en cada uno de los ensayos realizados para la primera y segunda alimentación (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Tabla 14

Producción de biogás en los lodos evaluados para los reactores DI-FAFS

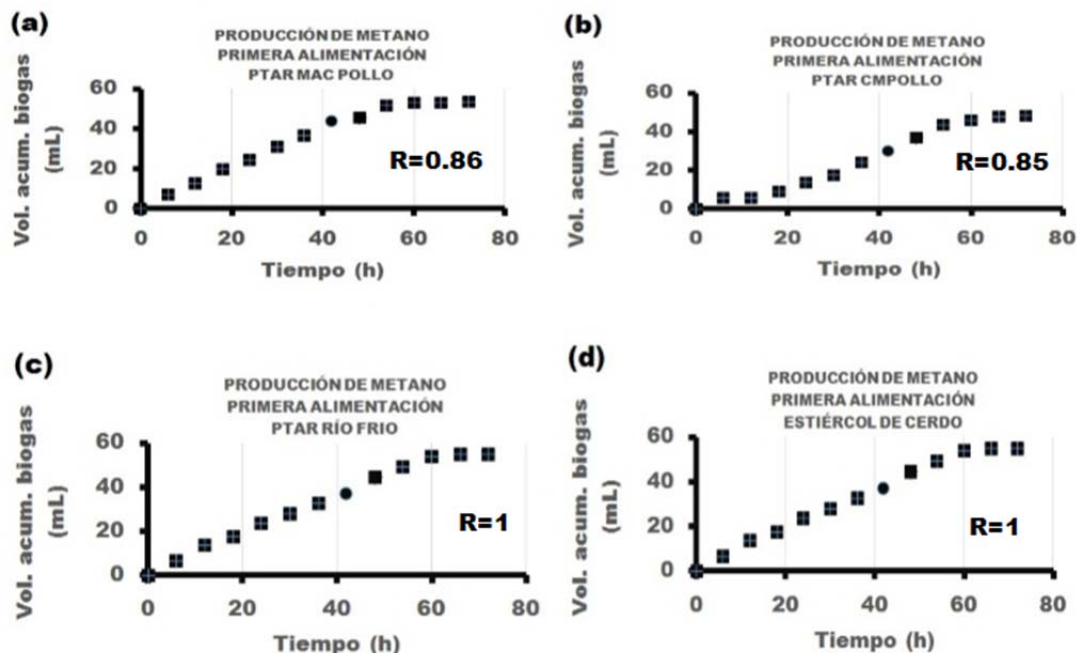
Tiempo (horas)	Volumen Acumulado de biogás (mL)			
	PTAR Mac Pollo	PTAR Campollo	PTAR Rio Frio	Estiércol de cerdo
PRIMERA ALIMENTACION				
0	0	0.0	0.0	0.0
6	7.1	5.4	6.5	8.2
12	12.8	5.7	13.6	15.8
18	19.5	8.6	17.5	21.3
24	24.5	13.5	23.5	27.5
30	30.8	17.4	27.6	32.4
36	36.5	23.8	32.5	37.4
42	43.6	29.7	36.7	44.7
48	45.5	36.7	44.5	52.2
54	51.7	43.6	49.3	57.4
60	52.8	45.9	53.9	59.8
66	53.2	47.6	54.7	60.3
72	53.5	48.1	55.1	60.7
SEGUNDA ALIMENTACION				
78	55.6	57.2	62.0	65.4
84	59.3	63.9	66.7	70.8
90	63.5	64.3	73.5	78.6
96	67.9	65.7	76.7	84.5
102	73.2	68.5	82.4	88.2
108	77.4	73.6	94.4	96.5
114	84.3	75.8	96.7	99.2
120	88.4	79.4	98.2	106.5
126	93.1	82.3	100.6	111.4
132	94.6	85.6	101.8	112.8
138	95.2	86.4	102.6	113.2
144	95.8	87	103.1	113.5

Fuente: Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022)

En las Figuras 24a-d, se observan las cuatro curvas de los lodos evaluados con la primera alimentación, la que registró la de mayor pendiente ($R = 1.09$) en la producción de metano en el tiempo fue para la AME del estiércol fresco de cerdo y la menor curva fue la generada por la PTAR de Campollo ($R = 0.85$).

Figura 24

Producción de metano en la primera alimentación en la determinación de la AME en cuatro lodos evaluados

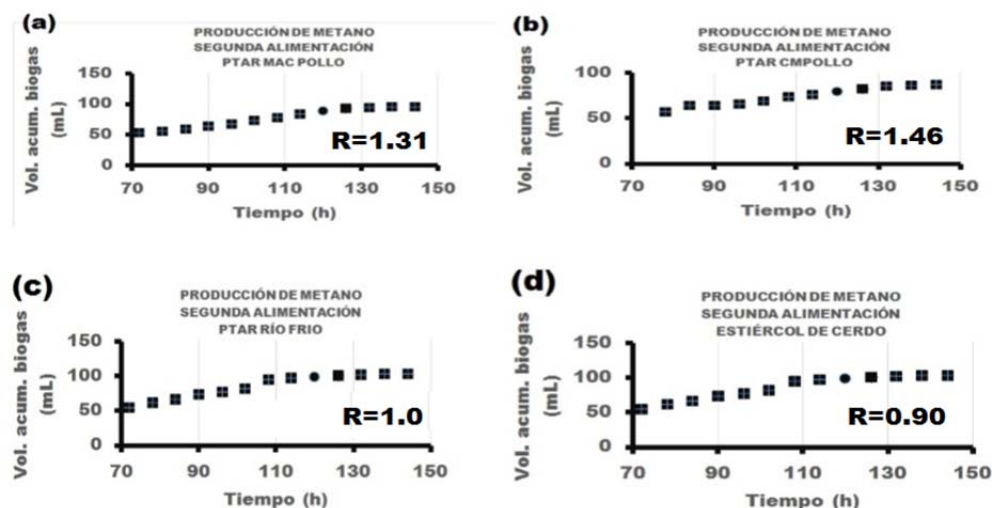


Nota: R = Pendiente de la curva. Fuente: Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022).

En las Figuras 25a-d se observa que durante la segunda alimentación la curva de la AME que mayor tasa (pendiente) reportó fue la de lodos de la PTAR de Mac Pollo ($R = 1.46$) y Campollo ($R = 1.31$) y de los cuatros lodos evaluados, la menor tasa de producción (pendiente) fue registrada por la producción de biogás en el estiércol fresco de cerdo ($R = 0.90$) (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Figura 25

Producción de metano en la segunda alimentación en la determinación de la AME en cuatro lodos evaluados



Nota: R = Pendiente de la curva. Fuente: Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022).

Estos resultados fueron relacionados con las ecuaciones de AME1 y AME2 y haciendo una comparación entre ITEAA, IOAA se obtuvo la Tabla 15 que muestra los valores logrados según lo que fue planteado en la metodología, donde se cuantificaron la AME1, AME2, ITEAA, IOAA, 2TEAA, IOAA < 2 ITEAA y estado, datos que han sido requeridos para seleccionar el inóculo de los DI-FAFS y TRI-FAFS (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Tabla 15

Resultados de los ensayos de las AME para la selección del lodo inóculo para los reactores DI-

FAFS

Lodo	AME1	AME2	ITEAA	IOAA	2*ITEAA	IOAA>2ITEAA	Estado
PTAR Mac Pollo	0.04	0.06	4.7	0.70	9.4	No	Crecimiento
PTAR Campollo	0.04	0.06	4.7	0.54	9.4	No	Crecimiento
PTAR Río Frío	0.04	0.09	4.73	0.97	9.47	No	Crecimiento
Estiércol de cerdo	0.05	0.04	4.03	0.22	8.06	No	Crecimiento

Fuente: Maldonado et al. (2017, 2018a-e, 2020, 2022). PTAR: Planta Tratamiento de Aguas Residuales

Selección del Lodo Inóculo para los Reactores DI-FAFS. Según la metodología, se ha establecido todos los lodos analizados que ninguno cumplió con la condición de que $IOAA > 2*ITEAA$, entonces

el aumento observado en la actividad se debió principalmente al crecimiento de las bacterias metanogénicas presentes en la biomasa evaluada durante del ensayo y la actividad de la primera alimentación fue la actividad del lodo. De los cuatro valores del AME1 obtenidos, el lodo que presentó la mayor AME en la primera alimentación correspondió al estiércol fresco de cerdo con una AME1 = 0.05 y por esta razón se seleccionó como el lodo semilla o inóculo de los reactores DI-FAFS. (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Inoculación de los Reactores DI-FAFS. Como el estiércol de cerdo obtuvo la mayor AME1 (0.05), este lodo se seleccionó como inóculo, con el cual se inocularon manualmente todas las fases de los nueve (9) reactores DI-FAFS, dispuestos en tres series; introduciendo en cada fase, un volumen del inóculo en solución equivalente al 30 % del volumen de cada una de las fases de los reactores DI-FAFS y el volumen restante se completó con ARM (420 mg DQO L⁻¹). La Tabla 16 muestra el volumen útil de cada fase y el volumen del inóculo aplicado por DI-FAFS (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Tabla 16

Volúmenes de cada fase y del inóculo aplicado en cada reactor DI-FAFS en las tres series.

Fase	Øint	DI-FAFS (F1/F2) (20%/80%)		DI-FAFS (F1/F2) (50%/50%)		DI-FAFS (F1/F2) (80%/20%)	
		Vol.	Vol. Inóculo(L)	Vol. (L)	Vol. Inóculo(L)	Vol. (L)	Vol. Inóculo(L)
F2	↑	0.06607	3.288	0.986	2.055	0.6165	0.822
F1	↓	0.06607	0.822	0.247	2.055	0.6165	3.288
TOTAL		V _T = 4.11	1.233	V _T = 4.11	1.233	V _T = 4.11	1.233

Fuente: (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

El Anexo VIII (F11) contiene imágenes fotográficas del proceso de inoculación de los DI-FAFS.

Formación de la Biopelícula Adherida al Medio de Soporte de los DI-FAFS. Se logró mediante un sencillo proceso de recirculación en los reactores DI-FAFS y durante una semana de solo ARM con DQO entre 250 - 800 mg L⁻¹ la que se modificaba diariamente por aguas residuales frescas, hasta que fue observada la formación de una pequeña biopelícula adherida al medio de soporte. Para verificar la formación de la biopelícula se realizó inspección directa del medio de soporte en tres de los reactores, confirmando la presencia de la biopelícula adherida al medio de soporte (Anexo A-7) (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022)

La formación de la biopelícula adherida al medio de soporte plástico de los reactores DI-FAFS., también ha podido ser verificada mediante la identificación y realización de la curva de crecimiento de algunos de los microorganismos que constituían los consorcios en el reactor DI-FAFS (Maldonado Maldonado y Rodríguez Chona, 2016; Maldonado et al., 2017; Maldonado et al., 2024a-c), como se muestran en la Tabla 17 y Figura 26, y la respectiva producción de metano (CH_4) mostrada en la Figura 27 (Maldonado et al., 2024a-c). Los resultados de los procesos de aislamiento e identificación microbiológica fueron realizados en el laboratorio de microbiología GIMBIO de la UNIPAMPLONA (Maldonado y Rodríguez, 2015; Maldonado et al., 2017).

Desde las F1 y F2 del reactor DI-FAFS, inicialmente se realizaron diluciones ($10^{-1}, 10^{-2}, 10^{-3}$) a partir de cada muestra, las cuales se obtuvieron de cada serie del reactor DI-FAFS (1, 2, 3) respectivamente; luego a partir de cada dilución se realizaron las siembras por duplicado para los medios selectivos Barker-Taha (*Methanobacterium* sp.) (Barker y Taha, 1942; Atlas, 2010), Stadtman-Barker (*Methanococcus* sp.) (Stadtman y Barker, 1951) y Sulfito Polimixina Sulfadiazina (SPS) (*Clostridium* sp.) (Angelotti et al., 1962) (Tabla 16), como ha sido descrito en Maldonado et al. (2024a-c).

El medio selectivo Barker-Taha (Barker y Taha, 1942; Atlas, 2010) utilizado para el cultivo de *Methanobacterium* sp (Tabla 17), estuvo compuesto por los componentes mayoritariamente expresados en peso por 1000 mL de agua destilada, 10.0 mL de $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$, 5.0 g de K_2HPO_4 , 0.1 g $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, 0.3 g de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, 0.02 g de $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, 100 g de CaCO_3 , y 5 g de extracto de levadura (Barker y Taha, 1942; Atlas, 2010). El medio selectivo Stadtman-Barker (Stadtman y Barker, 1951) conteniendo los ingredientes utilizados para el mantenimiento de *Methanococcus* sp. (Stadtman y Barker, 1951), estuvo constituido por los siguientes ingredientes en peso por 1000 mL de agua destilada, 15 g de formiato de sodio, 1 g de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, 0.01 g de $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, 0.01 g $\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, 0.02 g de $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, 0.01 g de $\text{MnSO}_4 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, 0.001 g de $\text{Na}_2\text{MoO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, 2 g de K_2HPO_4 , 0.003 g de indicador rojo de fenol, 0.002 g de azul de metileno, 0.5 g de $\text{C}_2\text{H}_3\text{NaO}_2\text{S}$ (Stadtman y Barker, 1951). El tercer medio selectivo consistió en Sulfito Polimixina Sulfadiazina (SPS) (Angelotti et al., 1962). Según Angelotti et al. (1962) en el medio de cultivo selectivo SPS, el sulfito es reducido por la mayoría de los *Clostridios* (incluido *Clostridium perfringens*) a sulfuro, que reacciona con citrato de hierro y hace que las colonias se vuelvan negras (Tabla 17). Otros microorganismos reductores de sulfito son suprimidos en gran medida por la polimixina y la sulfadiazina (sulfapirimidina). El bajo contenido de sulfito permite el crecimiento incluso de clostridios sensibles al sulfito que también

exhiben un ennegrecimiento adecuado de las colonias (Angelotti et al., 1962), como ha sido descrito en Maldonado et al. (2024a-c).

Para el tratamiento de las muestras, el muestreo involucró, por una parte, se tomaron 10 mL de muestra de cada fase del reactor DI-FAFS, y por la otra, utilizando hisopo se tomó muestras de la bipelícula en las fases del reactor DI-FAFS. Desde las muestras tomadas desde el reactor DI-FAFS, se realizaron las diluciones (10^{-1} , 10^{-2} , 10^{-3}), posteriormente se realizó la siembra en los tres medios de cultivo selectivos (Barker-Taha, Stadtman-Barker, SPS) de cada dilución y se incubó por 48 horas a 30 °C, en condición anaerobia, utilizando el equipo Anaerocult® A (Merck KGaA, Darmstadt, Alemania). Este paso se repitió a las 0, 6, 12 y 24 horas de proceso del reactor DI-FAFS, una vez transcurrido el tiempo de incubación se realizó el conteo de unidades formadoras de colonias (UFC) para cada fase. Se aplicaron las normas de conteo a los recuentos obtenidos, para establecer en cada muestra tomada la concentración UFC mL⁻¹ existente de microorganismos, finalmente los valores obtenidos se representaron como se muestra en la Figura 26, para cada tipo de microorganismos y temperatura empleada (Maldonado y Rodríguez, 2015; Maldonado et al., 2017; Maldonado et al., 2024a-c).

Para el estudio de la morfología se prepararon montajes en placas porta objetos, a partir de los organismos aislados y se procedió a realizar coloración Gram según protocolo de Hucker et al. (1966). Posteriormente, estas placas se revisaron en microscopio óptico (Zeiss), que permitió determinar la forma de las células (Maldonado y Rodríguez, 2015; Maldonado et al., 2017; Maldonado et al., 2024a-c). En el análisis microscópico del medio selectivo Barker-Taha para *Methanobacterium* sp., las colonias que crecieron fueron redondas grandes, pegajosas, brillantes, que toman el color del medio café-traslucidas. La verificación morfológica mediante coloración de Gram se presenta en la Tabla 17. En cuanto el análisis del medio selectivo Stadtman-Barker, para *Methanococcus* sp., se observó la presencia de colonias puntiformes, pequeñas de color azul, observándose en tinción Gram cocos, diplococos disformes Gram (-) como se muestra en la Tabla 17. Para los anaerobios mesófilos totales se evidenció el crecimiento de colonias en agar SPS, de color negro, anaerobias, producción de gas, seca y opaca, que correspondía presuntivamente a *Clostridium* sp., un microorganismo considerado como un patógeno humano (Tabla 17) (Maldonado y Rodríguez, 2015; Maldonado et al., 2017; Maldonado et al., 2024a-c).

Tabla 17

Caracterización microbiana en el reactor DI-FAFS

Estudio	Origen del LRS	Tipo de biorreactor	Fase	Medio de cultivo	Presunta presencia	Resultado
Maldonado-Maldonado & Rodríguez-Chona (2016b)	RSG	DI-FAFS	Primero a Segunda	Barker- Taha	Bacilos grampositivos (<i>Methanobacterium sp.</i>)	
			Primero a Segunda	Stadtman -Barker	Cocos Gram negativos (<i>Methanococcus sp.</i>)	
			Primero a Segunda	Sulfito Polimixina Sulfadiazina (SPS)	Anaerobios totales (Microorganismos reductores de sulfato - <i>Clostridium perfringens</i> -)	

Nota. Fuente: Maldonado et al. (2024a-c)

En la Figura 26 (Maldonado et al., 2024a-c) se muestra el efecto del aumento de la temperatura (de 20-27 °C a 34 °C) sobre el aumento en el crecimiento de las especies de *Methanobacterium sp.*, y *Methanococcus sp.*, con respecto al tiempo durante un período de 24 horas en el reactor DI-FAFS. Según Metcalf y Eddy (1991, 2003), las bacterias se pueden reproducir por fisión binaria, sexualmente o por gemación. Por lo general se reproducen por fisión binaria, es decir por división, la célula se transforma en dos nuevos organismos. El tiempo necesario para cada fisión, que recibe el nombre de tiempo de generación, puede variar entre días y menos de 20 minutos. Sin embargo, las bacterias no continúan dividiéndose indefinidamente a causa de diversas limitaciones ambientales, tales como la concentración del sustrato, la concentración de nutrientes o incluso el tamaño del sistema. En las curvas de crecimiento de *Methanobacterium sp.*, y *Methanococcus sp.*, se encontró un patrón en el crecimiento de los microorganismos que incluyó tres etapas de secuenciación que consistieron en retardo, exponencial y estacionario (Figuras 23a-23b) (Metcalf y Eddy, 1991; Maldonado y Rodríguez, 2015; Maldonado et al., 2017; Maldonado et al., 2024a-c)).

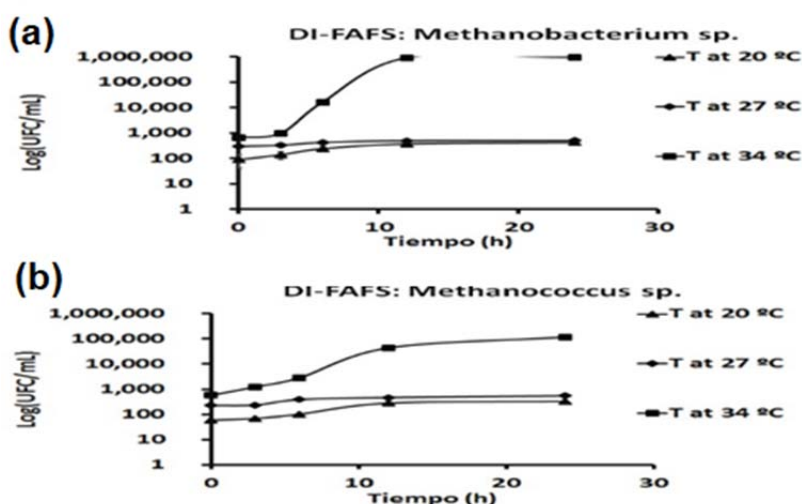
En la Figura 26 se muestra que el tiempo de latencia o retardo resultó menor a 2 horas. Durante el tiempo de latencia, los microorganismos se encontraban en una etapa de aclimatación al sustrato y a las condiciones ambientales, así como también comenzaban a dividirse entre sí (Metcalf y Eddy, 1991). Según Álvarez y Guevara (2003); Guevara (2016), durante el tiempo de latencia, el sustrato fácilmente degradable es metabolizado por los microorganismos. El número de UFC en la etapa de latencia fue un valor cercano a 100 UFC/mL a 20 a 27 °C y 1000 UFC/mL a 34 °C, mostrando un comportamiento estable durante las primeras dos horas. El número de UFC en la etapa

de latencia fue significativamente diferente en comparación con el crecimiento a 34 °C en una proporción de 10^3 UFC mL⁻¹ (Maldonado et al., 2024a-c).

En la Figura 26 se muestra que la tasa de crecimiento de *Methanobacterium sp.*, que se llevó a cabo a una velocidad más rápida que la de *Methanococcus sp.* (Figura 26b) en el proceso metabólico realizado por estos microorganismos en la etapa de crecimiento exponencial dentro del reactor DI-FAFS. Según Metcalf y Eddy (1991, 2003), durante la etapa exponencial, la célula se divide a una tasa de crecimiento determinada de acuerdo con el tiempo de generación y sus capacidades para procesar el sustrato. La etapa de crecimiento exponencial de *Methanobacterium sp.*, estuvo mejor definida en la duración de tiempo que la de *Methanococcus sp.* En la primera, la fase exponencial duró un período de tiempo de 2 a 15 horas, alcanzando un número de UFC de $1\,000\,000$ UFC mL⁻¹ cuando se inició la etapa estacionaria. En la Figura 26b se muestra que la tasa de crecimiento en la etapa exponencial del *Methanococcus sp.*, fue más lenta y prolongada en el período de duración en comparación con *Methanococcus sp.* Comenzó a las 2 horas y aparentemente terminó a las 24 horas, cuando parece estar ocurriendo la etapa estacionaria. *Methanococcus sp.*, comenzó la etapa exponencial con 1000 UFC mL⁻¹ y terminó esta etapa con una cantidad de $1\,000\,000$ UFC mL⁻¹ (Maldonado et al., 2024a-c).

Figura 26

Curva de crecimiento de bacterias metanogénicas. (a) *Methanobacterium sp.*, b) *Methanococcus sp.*



Nota. Fuente: Maldonado et al. (2024a-c)

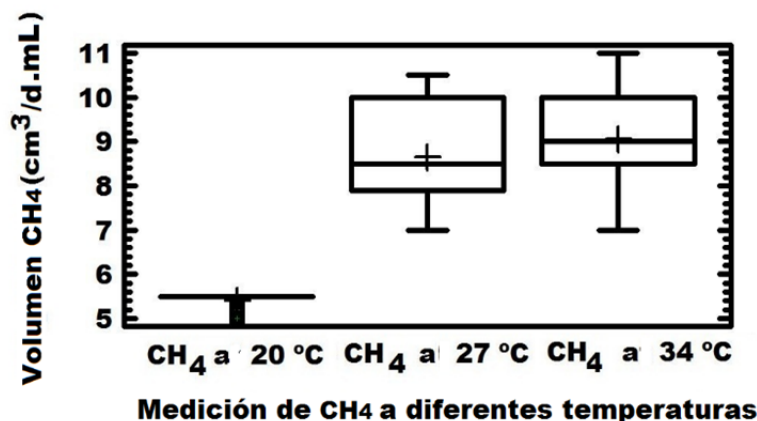
Otro indicador de la formación y actividad de la biopelícula adherida al medio de soporte plástico de los reactores DI-FAFS consistió en el volumen de CH_4 producido por los microorganismos en la biopelícula del reactor DI-FAFS (Maldonado et al., 2024a-c). La capacidad metabólica de los microorganismos en la biopelícula del reactor DI-FAFS para producir CH_4 se verificó mediante la disminución del volumen de KOH en los tubos de ensayo, el cual fue inversamente proporcional al gas producido por los microorganismos aislados *Methanococcus sp.*, y *Methanobacterium sp.* (Maldonado Maldonado y Rodríguez Chona, 2016; Maldonado, Rodríguez y Cajiao, 2017). La verificación de la producción metabólica de gas metano se realizó utilizando los elementos que conformaron el sistema de producción de metano: tubos de 9 x 150 mm con desprendimiento lateral, tapones de algodón con parafina, mangueras de látex de 20 cm y un vaso de precipitado de 50 mL además de tubos de centrífuga de 13 mL (Maldonado Maldonado y Rodríguez Chona, 2016). En consecuencia, se ensambló el sistema, se agregó una Solución A (0.1 % NH_4Cl , 0.04 % K_2HPO_4 , 0.01 % MgCl_2 , 2 % acetato de calcio y 1 % metanol, pH 7.0) a la muestra contenida en los tubos y luego se sumergió. El primer tubo (Tubo I) contenía una solución de KOH 0.1N. El segundo tubo (Tubo II) recogió el gas metano que se produjo al desplazar la solución de KOH en el Tubo I. El inóculo provino directamente del muestreo del reactor DI-FAFS (Maldonado & Rodríguez, 2016a).

El CH_4 se incrementó con el aumento de la temperatura alrededor de dos veces, desde un valor medio de $5.5 \text{ cm}^3 \text{ CH}_4 \text{ d}^{-1} \text{ mL}^{-1}$ ($5.5 \text{ L CH}_4 \text{ L}^{-1} \text{ d}^{-1}$) a 20°C a un valor medio que varió de 8 a $9 \text{ cm}^3 \text{ CH}_4 \text{ d}^{-1} \text{ mL}^{-1}$ (8 a $9 \text{ L CH}_4 \text{ L}^{-1} \text{ d}^{-1}$) a temperaturas fijadas entre 27 y 34°C (Figura 27) (Maldonado et al., 2024a-c). A partir de cinco estudios revisados por Mainardis et al. (2020), se midió el rendimiento del metano en el desempeño del reactor UASB para la remoción de la DQO, para diferentes tipos de sustratos y temperaturas reportando para glutamato monosódico ($2.3 \text{ L CH}_4 \text{ L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ a 35°C), para aguas residuales de industrias de papel reciclado ($0.89 \text{ L CH}_4 \text{ L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ a 37°C), vinaza ($0.46\text{-}0.53 \text{ L CH}_4 \text{ L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ a temperatura ambiente), aguas residuales de fibras sintéticas ($0.4\text{-}2 \text{ L CH}_4 \text{ L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ a 13.9 a 32°C) y aguas residuales sintéticas de industrias de beneficio de aves ($0.35 \text{ L CH}_4 \text{ L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ a 37°C). Estos resultados del rendimiento del metano en el reactor UASB operando principalmente a temperaturas alrededor de 34°C , fueron menores que los encontrados para el DI-FAFS en el orden de 3-4 veces trabajando a 34°C , demostrando que la capacidad de los microorganismos metanogénicos para ejecutar las dos rutas principales para la producción de metano a partir de la digestión anaeróbica de los LRS-RSG en el reactor DI-FAFS potencialmente consistieron en 1) la conversión de hidrógeno y dióxido de carbono a metano y agua y 2) la conversión de acetato a metano y dióxido de carbono. Estas conversiones de la materia orgánica bajo digestión anaeróbica dentro del reactor DI-FAFS

deberían estar ocurriendo en un ambiente sin la presencia de compuestos orgánicos recalcitrantes (Metcalf y Eddy, 1991

Figura 27

Diagramas de caja y bigotes del metano medido en ensayo de tubos añadiendo inóculo de muestreo a intervalos de 8 h en un periodo de 16 h del DI-FAFS a 20 °C, 27 °C y 34 °C.



Nota. Fuente: Maldonado et al. (2024a-c)

Adaptación de la Biopelícula al Sustrato en los Reactores DI-FAFS. La adaptación de la población bacteriana ya adherida al medio de soporte de los reactores DI-FAFS se logró, recirculando por cada uno de los nueve (9) reactores DI-FAFS una mezcla volumétrica de 36 L de aguas residuales municipales (DQO entre 250-800 mg L⁻¹) y LRS del RSG diluidos dónde diariamente se redujo un 5 % el volumen del agua residual aportada a la mezcla y se incrementó el 5 % del volumen de LRS del RSG diluidos con concentraciones constantes predefinidas así: Serie 1 [DQObajo]: 1700 mgL⁻¹; Serie 2 [DQOmedio]: 2600 mgL⁻¹ y Serie 3 [DQOalto]: 3500 mg L⁻¹ (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Se inició suministrando el primer día solo ARM desde un recipiente de 36 L y al día siguiente una mezcla volumétrica de ARM del 95 % y del 5 % de LRS diluidos, volúmenes de LRS se incrementaron cada 24 horas en el mismo porcentaje, hasta que el sustrato recirculado en todos los reactores fue solo de LRS del RSG, proceso que se realizó en 21 días calendario. Los porcentajes volumétricos y respectivos volúmenes de la mezcla preparada se presentan en la Tabla 18 y Figura 28 (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a, 2024a-c

Tabla 18

Composición de la mezcla de LRS y de ARM

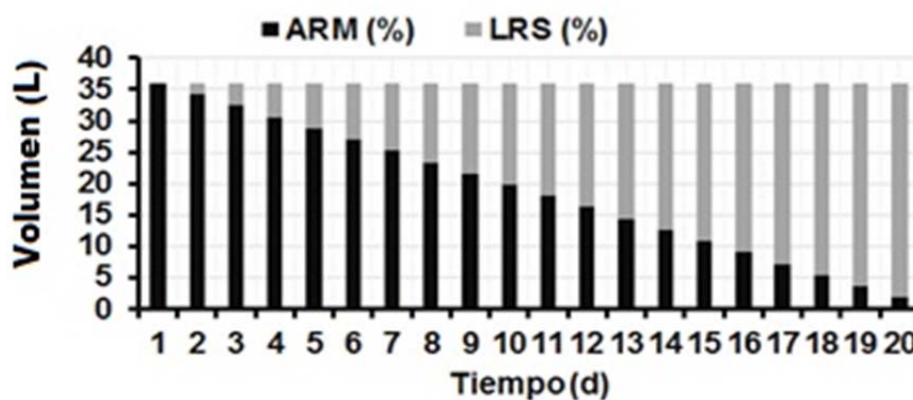
VOLUMENES DE LA MEZCLA DE LIXIVIADOS + ARM										
Tiempo (d)	V _{Mezcla} (L)	Vol. LRS (%)	Vol. LRS (L)	Vol. ARM (%)	Vol. ARM (L)	Tiempo (d)	V _{Mezcla} (L)	Vol. LRS (%)	Vol. LRS (L)	Vol. ARM (%)
1	36	0	0	100	36	12	36	55	19.8	16.2
2	36	5	1.8	95	34.2	13	36	60	21.6	14.4
3	36	10	3.6	90	32.4	14	36	65	23.4	12.6
4	36	15	5.4	85	30.6	15	36	70	25.2	10.8
5	36	20	7.2	80	28.8	16	36	75	27.0	9.00
6	36	25	9.0	75	27.0	17	36	80	28.8	7.20
7	36	30	10.8	70	25.2	18	36	85	30.6	5.40
8	36	35	12.6	65	23.4	19	36	90	32.4	3.6
9	36	40	14.4	60	21.6	20	36	95	34.2	1.8
10	36	45	16.2	55	19.8	21	36	100	36.0	0.0
11	36	50	18.0	50	18.0					

Fuente: (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022)

En la Figura 28 se presentan los volúmenes diarios de la mezcla preparada e indicados en la Tabla 17 (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a, 2024a-c).

Figura 28

Relación de volúmenes de la mezcla de LRS y ARM para adaptar la biopelícula a los LRS en los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.



Nota. Fuente: Maldonado et al. (2024a-c)

Arranque y Operación de los DI-FAFS. En el diseño experimental se estableció que las temperaturas del sustrato durante el funcionamiento de los reactores fuesen de 20 °C (baja), 27 °C (media) y 34 °C (alta), en efecto, la operación se realizó en un ambiente controlado térmicamente,

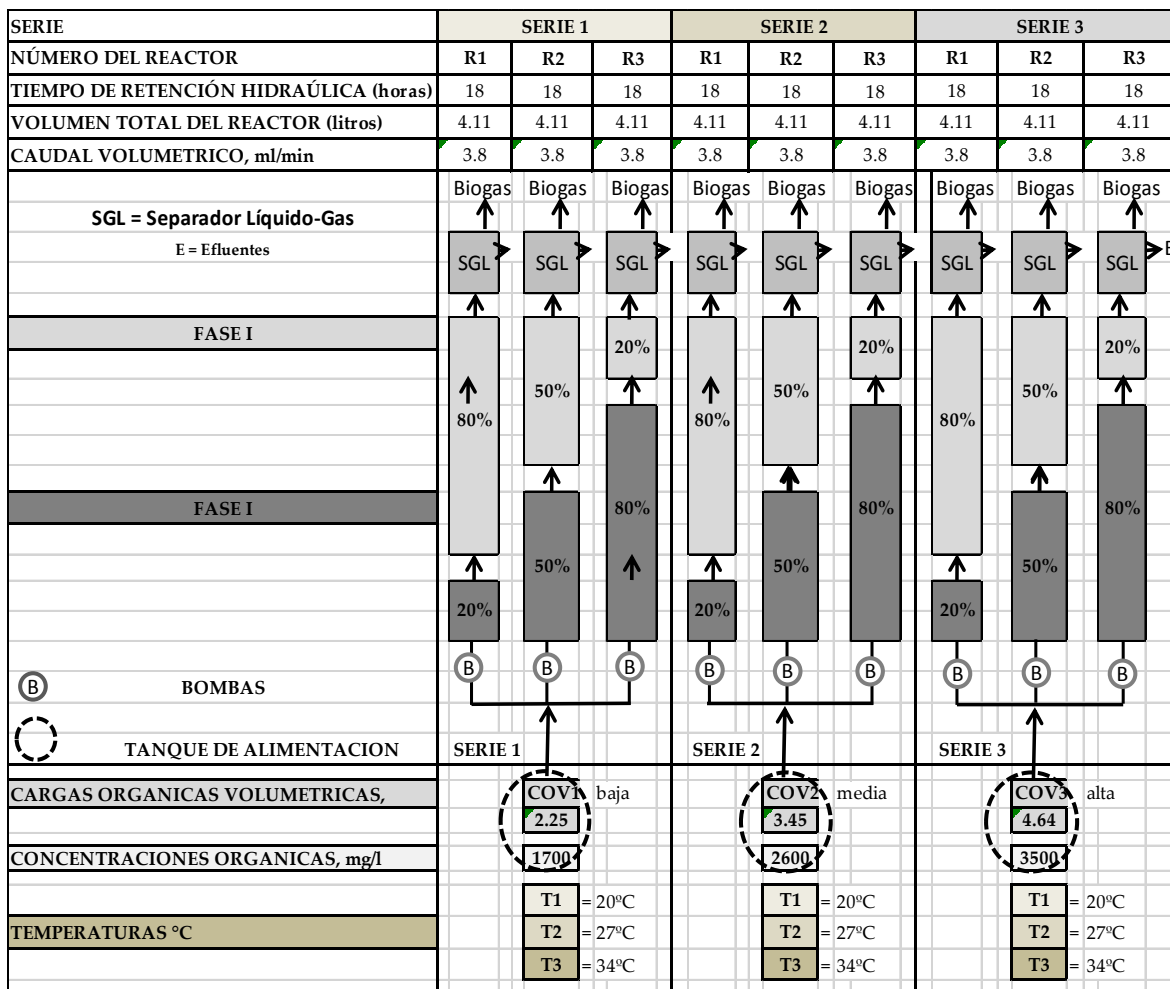
manteniendo en el sustrato inicialmente la temperatura T_1 (baja) a 20 °C en todos los nueve (9) reactores DI-FAFS, pero aplicando a los tres DI-FAFS de la serie No. 1 la COV baja $COV_1 = 2.25 \text{ kg DQO m}^{-3}\text{d}^{-1}$; a los tres DI-FAFS de la serie No. 2 la COV_2 (media) = 3.45 kg DQO $\text{m}^{-3}\text{d}^{-1}$ y a los tres DI-FAFS de la serie No. 3 la COV_3 (alta) = 4.64 kg DQO $\text{m}^{-3}\text{d}^{-1}$, aportada por el LRS bombeado con caudal constante de 3.8 mL min^{-1} desde el tanque de almacenamiento de cada serie, sustrato diluido que se preparó para los reactores de la serie 1 a 1700 mg DQO L^{-1} , serie 2 a 2600 mg DQO L^{-1} y la serie 3 a 3500 mg DQO L^{-1} , funcionamiento que se mantuvo hasta lograr CEE en todos los nueve (9) reactores (CEE = variabilidad máxima de la eficiencia $\pm 5 \%$) (Figuras 25-26) (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Seguidamente se incrementó la temperatura T_2 (media) a 27 °C continuando el funcionamiento de manera simultánea todos los nueve (9) reactores DI-FAFS de manera similar aplicando las mismas cargas antes indicadas para cada serie, hasta lograr también CEE en los nueve (9) reactores y el proceso se terminó incrementando la temperatura a T_3 (alta) a 34 °C y operando las tres series de reactores con las mismas cargas, hasta lograr CEE en todos los reactores DI-FAFS (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

En la Figura 29 se presenta el esquema de funcionamiento experimental de los reactores DI-FAFS. Los DI-FAFS lograron CEE al haber alimentado con sustrato a T_1 (baja) de 20 °C en 49 días de funcionamiento continuo; a T_2 (media) de 27 °C a partir del día 40 y a T_3 (alta) de 34 °C a los 32 días de operación, para un total de 121 días continuos de mediciones periódicas DQO_{total} en muestras puntuales de los afluentes y efluentes de los reactores, tomadas manualmente tres veces por semana, monitoreando así las eficiencias hasta obtener CEE en cada uno de los 9 filtros para cada COV aplicada, en cada una de las tres temperaturas de operación (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022). Se precisó que todas las muestras se analizaron con métodos estándar (Rice et al., 2012).

Figura 29

Esquema operativo con COV, relación D_1/D_2 y T aplicadas en las tres series de los DI-FAFS



Nota. Fuente: Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022).

Evaluación del Desempeño del Reactor DI-FAFS en la Remoción de MO. La Figura 30 muestra los resultados de aplicar tres COV (COV 1: $2.25 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, COV2: $3.45 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ y COV3: $4.44 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$) y sus respectivas concentraciones de DQO (DQO1: 1700 mg L^{-1} , DQO2: 2700 mg L^{-1} y DQO3: 3500 mg L^{-1}), que fueron alimentados al reactor DI-FAFS bajo tres temperaturas (20°C , 27°C y 34°C) como condiciones de operación en el reactor DI-FAFS (Maldonado et al., 2018a,b,c,d,e,f, 2020, 2022, 2023a), obteniendo valores medios de DQO en el efluente al reactor estimados en una CEE de $1626 \pm 193 \text{ mg L}^{-1}$ a 20°C , $1440 \pm 250 \text{ mg L}^{-1}$ a 27°C y $1227 \pm 135 \text{ mg L}^{-1}$ a 34°C . Las eficiencias de remoción de DQO se incrementaron a medida que se incrementó la temperatura de 20

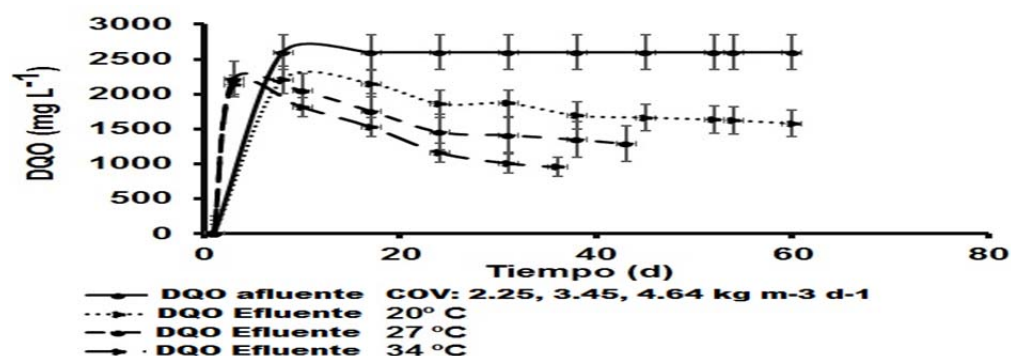
°C (27 a 43 %) a 34 °C (59 a 65 %) en combinación con las COV evaluadas a un nivel bajo al ser comparadas con la COV en un nivel alto (Maldonado et al., 2018a-f, 2020, 2022, Márquez et al, 2021, 2022a-c,2023a).

En relación con la temperatura, ésta fue uno de los factores más importantes que influyó en la actividad y supervivencia de los microorganismos. El metabolismo microbiano se aceleró con el aumento de la temperatura hasta un valor óptimo para el cual el crecimiento es máximo. Según Guevara (2016), la mayoría de las bacterias presentes en ambientes subterráneos operan de manera más eficiente a temperaturas entre 20 y 40°C.

En varias experiencias utilizando UASB a través de diferentes investigadores sobre el tratamiento de LRS, Chelliapanin et al. (2020) encontraron que UASB procesó lixiviados de un vertedero municipal con COV de $3.00 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ y TRH de 12 h, lo que resultó en una eficiencia de remoción de DQO soluble para LRS joven que varió entre 67 % y 91 %. Así como, Selvam et al. (2019) probaron UASB combinado con perlas uniformes reciclables para tratar un LRS antiguo encontrando una eficiencia de remoción de DQO del 93 %. En otra experiencia, Li et al. (2020) trataron lixiviados de incineración de residuos a una tasa de carga orgánica equivalente en un rango de 1.86 a $7.43 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ en el afluente a UASB operando a 35 °C obteniendo una remoción de DQO que varió entre 97.5 - 99.5 %.

Figura 30

Curvas DQO versus tiempo en la operación del DI-FAFS



Nota. Fuente: Maldonado et al. (2022a,b, 2024a-c)

Cuantificación de las Eficiencias en los DI-FAFS. El seguimiento al comportamiento de todos los reactores DI-FAFS se realizó en términos de las eficiencias en la remoción de DQO, operados para cada una de las tres temperaturas del sustrato, para las tres COV aplicadas, obteniendo un total de 27 curvas de Eficiencia Vs Tiempo; una por reactor DI-FAFS.

Las eficiencias máximas logradas para cada uno de los reactores DI-FAFS se determinaron en las mismas curvas de seguimiento (Tiempo Vs Eficiencia) en CEE. Se incluyó de manera de ilustrativa una de las 27 curvas (Figura 31) generadas por el reactor DI-FAFS R5 que se operó con una COV₃ (alta) de 4.64 kg DQO m⁻³d⁻¹ a T₂(media) de 27 °C, logrando en CEE una eficiencia del 63 %, curva generada con un ajuste R² = 0.9448.

En la Tabla 19 se presentan las eficiencias en la remoción de la DQO logradas en CEE en los reactores DI-FAFS, para las diferentes COV, relaciones volumétricas y temperaturas de operación.

Tabla 19

Eficiencias en los reactores DI-FAFS

SERIES	SERIE 1			SERIE 2			SERIE 3		
COV	COV ₁ baja: 2,25 (KgDQOm ⁻³ d ⁻¹)			COV ₂ media: 3.45 (Kg DQO m ⁻³ d ⁻¹)			COV ₃ alta: 4.64(Kg DQO m ⁻³ d ⁻¹)		
Tipo de Reactor	DI-FAFS1	DI-FAFS2	DI-FAFS3	DI-FAFS1	DI-FAFS2	DI-FAFS3	DI-FAFS3	DI-FAFS2	DI-FAFS1
Vol. Fase1/Vol. Fase2	20/80	50/50	80/20	20/80	50/50	80/20	20/80	50/50	80/20
No del Reactor	R1	R2	R3	R4	R5	R6	R7	R8	R9
T ₁ = 20°C	37,50	43,75	31,25	44,23	42,31	40,38	48,75	37,5	27,5
T ₂ = 27°C	60,45	52,00	46,4	70,00	63,25	55,77	66,45	53,3	41,73
T ₃ = 34°C	68,57	59,45	52,94	72,86	64,15	62,26	65,22	63,77	59,42

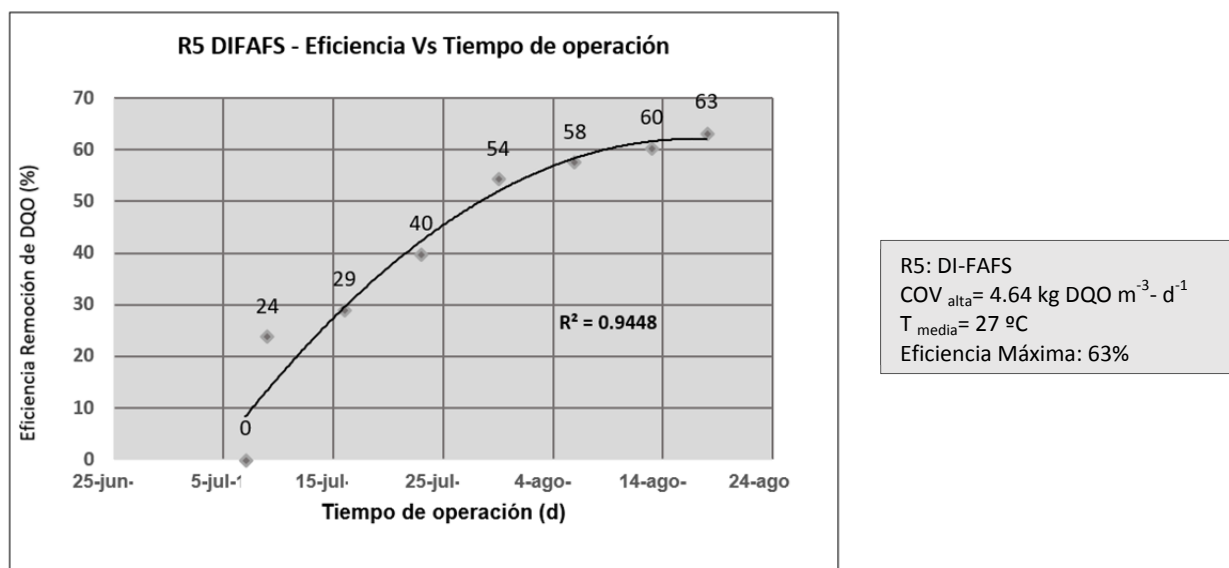
Fuente: Maldonado y Rodríguez (2015); Maldonado et al. (2017, 2018a-e, 2020, 2022)

En el Anexo VI se han insertado las 27 tablas y las 27 curvas generadas en la etapa de funcionamiento de los reactores DI-FAFS, de donde se obtuvieron las eficiencias antes indicadas.

Se incluyó de manera de ilustrativa una de las 27 curvas (Figura 31) generadas por el reactor DI-FAFS R5 que se operó con una COV₃ (alta) de 4.64 kg DQO m⁻³d⁻¹ a T₂(media) de 27°C, logrando en CEE una eficiencia del 63%, curva generada con un ajuste R² = 0.9448.

Figura 31

Curva de Eficiencia en la remoción de DQO vs Tiempo: R5 - DI-FAFS para COV_{alta} y T_{media}



Fuente: (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Evaluación de los reactores DI-FAFS. En el reactor DI-FAFS las eficiencias en la remoción de la MO (DQO) variaron entre 31.25 % y 72.86 % y las eficiencias fueron influenciadas por las COV aplicadas entre 2.25 y $4.64 \text{ DQO m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, resultandos mayores cuando los reactores fueron operados con temperatura $\geq 27 \text{ }^{\circ}\text{C}$ y con porcentajes volumétricos bajos en la F1: $V1 = 20\% \cdot VT$, y con porcentajes volumétricos altos en la F2 del $V2 = 80\% \cdot VT$ (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

En resumen, se observó que las eficiencias en los reactores DI-FAFS mostraron un mejor comportamiento cuando se aplicaron las COV de $3.45 \text{ DQO m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ y la eficiencia se incrementó de manera directa con el aumento de la temperatura, siendo más alta las eficiencias con temperatura $T \geq 27 \text{ }^{\circ}\text{C}$ (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Eficiencias Máximas Versus Temperatura en los DI-FAFS. Se tomaron las eficiencias máximas reportadas por los reactores para cada temperatura, las que se relacionaron en la Tabla 20, y con esos datos procesados se elaboró la Figura 32 de eficiencias máximas versus temperatura en los reactores DI-FAFS, con línea de tendencia logarítmica con un ajuste de $R^2 = 0.8893$, precisando que la eficiencia se incrementó a medida que la temperatura del LRS también se elevó, mostrando relación directa en el rango mesófilo de las bacterias que participaron en éste proceso de digestión anaeróbica (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Tabla 20

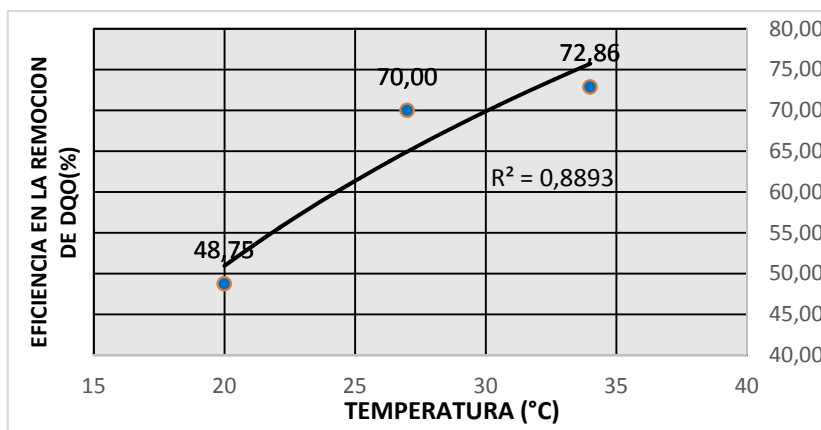
Eficiencias máximas en los DI-FAFS para las tres temperaturas

Temperatura (°C)	(%) Eficiencias Máximas DI-FAFS
20	48.75
27	70.00
34	72.86

Fuente: Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022).

Figura 32

Curva de Eficiencias máximas versus Temperatura en los DI-FAFS



Nota. Fuente: Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022).

Eficiencias Máximas Versus COV en los DI-FAFS. Se tomaron las eficiencias máximas reportadas para cada COV aplicada en los reactores DI-FAFS, que se relacionaron en la Tabla 21, datos con la cual se elaboró la Figura 33 de eficiencias máximas versus COV con línea de tendencia polinómica $R^2 = 1$ en los reactores ídem, donde se observa que la eficiencia guarda proporcionalidad directa positiva con el valor de la COV aplicada hasta cuando se aplicó la $COV_2 = 3.45 \text{ kg DQO m}^{-3}\text{d}^{-1}$ y alcanzó la máxima eficiencia del 72.83 %, puesto que con COV superiores los rendimientos en los reactores DI-FAFS decrecieron.

Tabla 21

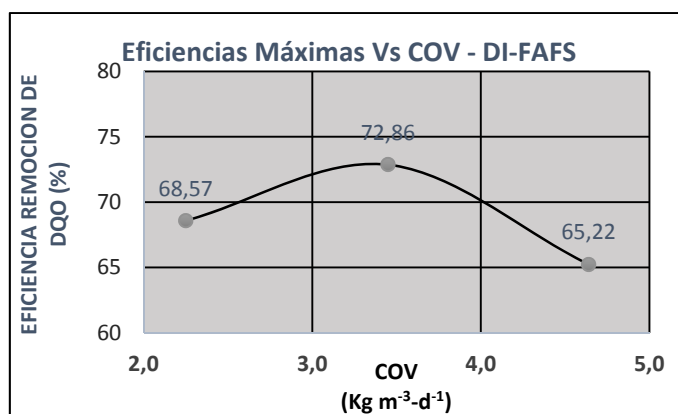
Eficiencias máximas en los reactores DI-FAFS y COV

COV (kg DQOm ⁻³ d ⁻¹)	(%) Eficiencias Máximas DI-FAFS
2.25	68.57
3.45	72.86
4.64	65.22

Fuente: Maldonado et al., (2018a-e, 2020, 2022)

Figura 33

Curva eficiencias máximas versus COV en los reactores DI-FAFS



Nota. Fuente: Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022)

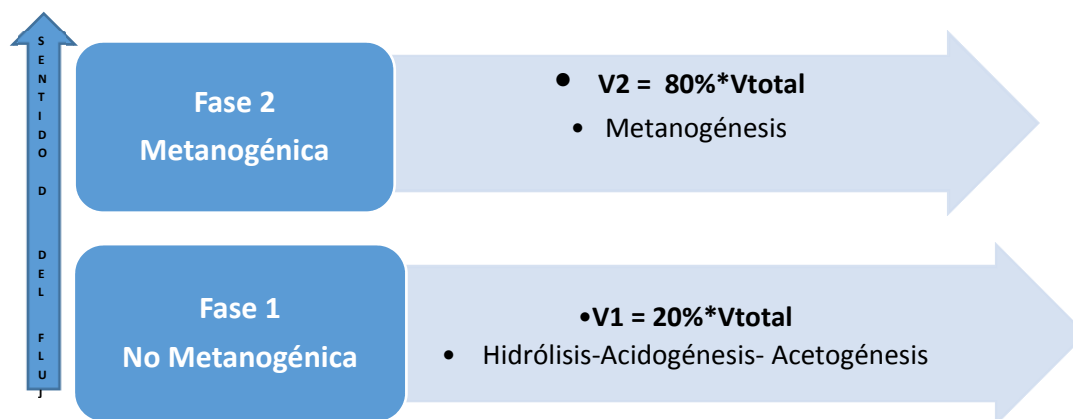
Según lo anterior las mayores eficiencias en los reactores DI-FAFS se obtuvieron para COV con tendencia hacia la COV₂ (media)= 3.45 kg DQO m⁻³d⁻¹ y a temperaturas $\geq$ a 27 °C, con volúmenes bajos en la F1 del 20%V_T y volúmenes altos en la F2 del 80%V_T, volúmenes que podrían guardar relación con los tiempos de duplicación de los grupos bacterias de cada fase de la digestión anaeróbica.

Determinación del Volumen Óptimo de los Reactores DI-FAFS. Los resultados obtenidos han indicado que los reactores que presentaron las mayores eficiencia en términos de la remoción de la MO en todas las series, las registraron los reactores DI-FAFS que obtuvieron porcentajes volumétrico del 20%VT en la F1 y del 80%VT en la F2 y específicamente el reactor DI-FAFS que reportó la máxima eficiencia de todos, fue el R4 de la serie dos (72,86%), precisamente con la proporción

volumétrica antes indicada; resultados que han permitido afirmar que el reactor óptimo de dos fases de flujo ascendente es el que tiene los volúmenes mostrados en la Figura 34 (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022)

Figura 34

Volúmenes óptimos en los DI-FAFS



Estos resultados de volúmenes óptimos en la F1 y F2 muy probablemente han guardado proporcionalidad y relación con los tiempos de duplicación de los grupos bacterianos presentes en cada fase del proceso no metanogénico y metanogénico de digestión anaeróbica. Una vez que los LRS se difunden en la F1, logran interacción en el interfaz líquido residual – biopelícula, siendo transportados muy seguramente por procesos de biosorción y difusión molecular, a través de la mediación de enzimas, favoreciendo la actuación de bacterias no metanogénicas del tipo hidrolíticas, acidogénicas y acetogénicas, cubriendo las primeras etapas de la digestión anaeróbica. Seguidamente, se presume que, en la F2, se llevan a cabo prevalentemente procesos de conversión a gas metano, por la acción de las bacterias metanogénicas.

Este hecho está fundamentado en el proceso de identificación de bacterias mostrado en la Tabla 16 y en la curva de crecimiento bacteriano mostrada anteriormente en la Figura 26. Con respecto a la identificación de bacterias en las dos fases constituyendo la estructura física del reactor DI-FAFS, las pruebas de aislamiento de especies llevadas a cabo en tres medios selectivos representados por Barker-Taha (*Methanobacterium sp.*) (Barker y Taha, 1942; Atlas, 2010), Stadtman-Barker (*Methanococcus sp.*) (Stadtman y Barker, 1951) y Sulfito Polimixina Sulfadiazina (SPS) (*Clostridium sp.*) (Angelotti et al., 1962) condujeron a la detección de características morfológicas y respuesta ante procedimientos para realizar la coloración Gram según protocolo de Hucker et al. (1966), aunque a la

salida de la fase F1 y entrada a la fase F2 se encontraron algunas especies no metanogénicas (*Clostridium sp.*), prevalentemente se hallaron bacterias metanogénicas (*Methanobacterium sp.*, *Methanococcus sp.*), como se ha mostrado en la Tabla 17. Como una muestra en la Figura 25 se presentó la curva de crecimiento de las especies metanogénicas, *Methanobacterium sp.*, *Methanococcus sp.*

Con respecto a los tiempos de duplicación de los microorganismos en cada fase de los reactores DI-FAFS, se presume que estén predominantemente influenciados por el incremento de la temperatura de operación de los reactores DI-FAFS. En la Figura 26, se pudo observar la influencia del incremento de la temperatura sobre el crecimiento bacteriano, ocurriendo un cambio significativo en la magnitud al comparar el crecimiento en los cultivos mantenidos a temperaturas de 20 y 27 °C con respecto a aquéllos a una temperatura de 34 °C en este sentido. Según Guevara (2016), Álvarez y Guevara (2003), la temperatura es uno de los factores más importantes que influye sobre la actividad y supervivencia de los microorganismos. El metabolismo microbiano se acelera con el incremento de la temperatura hasta un valor óptimo para el cual el crecimiento es máximo. La mayoría de las bacterias presentes en ambientes subsuperficiales opera más eficientemente a temperaturas entre 20 a 40 °C. Temperaturas bajas reducen la fluidez y permeabilidad de la membrana celular, lo cual impide la asimilación de nutrientes (y contaminantes). En el otro extremo, si la temperatura se eleva mucho por sobre el nivel óptimo, las enzimas proteicas y los ácidos nucleicos se convierten en desnaturalizados e inactivos. Un análisis más detallado se lleva a cabo en los subsiguientes objetivos, en relación a los procesos de transporte (tales como biosorción, difusión molecular) y transformación del LRS dentro de los reactores DI-FAFS, para explicar los niveles medios a altos (48 a 72 %) en la eficiencia de remoción de la MO, a pesar de la ocurrencia de una significativa reproducción de bacterias metanogénicas como es el caso de *Methanobacterium sp.*, y *Methanococcus sp.*

En cuanto a la transformación bioquímica de sustratos dentro del DI-FAFS, la relación de profundidades de la biopelícula pudiera ser un factor limitante del crecimiento de los microorganismos, este aspecto pudo ser verificado ya que las eficiencias se fueron incrementando desde la configuración de relación de profundidades F1/F2 de $D_1/D_2 = 80\%/20\%$; $D_1/D_2 = 50\%/50\%$ hasta $D_1/D_2 = 20\%/80\%$ de la profundidad total. Desde el enfoque de los procesos de transporte y transformación bioquímica de sustratos, pudiera ser que en la configuración de relación de profundidades $D_1/D_2 = 80\%/20\%$, haya ocurrido saturación de la biopelícula y como una consecuencia, el proceso de transporte por sorción esté ocasionando una desorción del LRS hacia el medio acuoso en la interfaz líquido residual-biopelícula, y de ese modo las eficiencias disminuyan, mientras que en el

último se favorezca mejor el cumplimiento de los procesos de transformación por digestión anaeróbica (hidrólisis, acidogénesis y acetogénesis), mientras que en la segunda etapa prevalezca la metanogénesis, aunque en ambos casos la saturación de la biopelícula pueda estar causando influencia sobre la eficiencia de remoción de la MO desde los LRS del RSG, requiriendo un mayor fraccionamiento del biofiltro en hasta tres etapas, mediante el reactor TRI-FAFS.

Procesamiento Estadístico de Resultados de los Reactores DI-FAFS. Se realizó aplicando la metodología de superficies de respuesta (MSR) como estrategia experimental de análisis matemático y estadístico, que permitió encontrar las condiciones óptimas de operación de los DI-FAFS, donde la variable dependiente fue la eficiencia (variable cuantitativa) y los factores fueron tres: la temperatura con tres niveles (20 °C, 27 °C, 34 °C); la proporciones volumétricas de las F1 y F2 de los reactores con tres niveles (20%, 50%, 80%) y la carga COV aplicada, con niveles factoriales de 2.25, 3.45 y 4.64 kg DQO m⁻³ d⁻¹.

Con los factores y con los valores máximos y mínimos de cada uno de los niveles se realizaron 75 corridas y se obtuvieron los resultados según la MSR para la eficiencia en relación con la carga COV, la temperatura y el volumen. En los Anexos VII se encuentra la base datos para el Diseño Box-Behnken de los reactores DI-FAFS con los resultados obtenidos después del análisis estadístico de los resultados desarrollado a través del software Design Expert, que reportó el valor de la eficiencia teórica máxima del 74%, valor que puede considerarse dentro del rango del volumen alto de la F2 de los reactores DI-DFAFS, con una COV_{media} y una temperatura en el LRS T_{alta} = 34°C. Con los resultados se generó una matriz que evaluó las superficies de respuesta y con la cual se estableció una ecuación en términos de los factores codificados que se utilizaron para hacer predicciones sobre la eficiencia del reactor.

El modelo cuadrático resultante para los DI-FAFS ha sido el siguiente:

$$y = \beta_o + \sum_{i=1}^k \beta_i x_i + \sum_{i=1}^k \beta_{ii} x_i^2 + \sum \sum \beta_{ij} x_i x_j + \varepsilon \quad (91)$$

Reemplazando los factores codificados obtenidos sobre las respuestas dadas en los niveles de cada factor, se obtuvieron los coeficientes indicados en la Ecuación 92:

$$E = 61.1 + 11.97T + 0.63COV + 6.46V + (0.52 \cdot T \cdot COV) + (0.057 \cdot T \cdot V) + (1.32 \cdot COV \cdot V) - 5.38 \cdot T^2 - 6.36 COV^2 - 0.40 V^2 \quad (92)$$

Dimensionamiento, Construcción y Montaje de los Reactores TRI-FAFS

Se dimensionaron y construyeron los reactores TRI-FAFS con tres fases secuenciales en la dirección del flujo: F1 + F2 + F3; cuyos volúmenes respectivos fueron V_1 , V_2 y V_3 y $V_T = V_1 + V_2 + V_3 = 4.11$ L (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a).

En las Figuras 11 y 37 se han representado en un esquema, la disposición, las alturas y los porcentajes volumétricos de los tres reactores TRI-FAFS dispuestos por serie en el sistema de reactores TRI-FAFS que han sido utilizados durante la investigación (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Sistema de Pretratamiento. Se utilizó el mismo sistema de pretratamiento dispuesto para los reactores DI-FAFS (Figura 21) que fueron detallados anteriormente (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a).

Sistema de Alimentación de los TRI-FAFS. Se dispuso del mismo sistema utilizado para los LRS del RSG para alimentar a los reactores DI-FAFS, como se mostró anteriormente en la Figura 22 (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a).

En el Anexo VIII (F2 y F4) se ha presentado imágenes fotográficas que ha detallado el tanque de LRS a gravedad, las dos trampas de grasas, el decantador primario y el tanque de almacenamiento termoagitado– temporizado y las nueve bombas peristálticas que han suministrado el sustrato a todos los reactores TRI-FAFS (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022).

Zonas de Entrada a los TRI-FAFS. Han sido similares a los dispuestos para los reactores DI-FAFS.

Cuerpo de los Reactores TRI-FAFS. Se diseñaron tres series con tres reactores en cada serie para un montaje total de nueve (9) reactores TRI-FAFS, construidos en tubería de PVC presión (200 psi) y diámetro nominal $\Phi = 2.5$ pulgadas (0.0635 m), en tres series, cada una con alturas porcentualmente variables, según la relación entre la altura de la F1/F2/F3 de $D_1/D_2/D_3 = 16\%/4\%/80\%$; $D_1/D_2/D_3 = 10\%/10\%/80\%$ y $D_1/D_2/D_3 = 4\%/16\%/80\%$ teniendo como condición que la sumatoria de las tres alturas útiles de las tres fases en cada reactor debe ser $D_1 + D_2 + D_3 = 1.20$ m altura del reactor de la fase única (Young y McCarty, 1969), tomando ahora un tiempo de retención de

16 ± 0.5 h, para volumen total de cada reactor de 4.11 L y un caudal de 4.28 mL min⁻¹ (Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022a).

En la Tabla 22 se indican las alturas y los porcentajes volumétricos, para cada una de las fases de los reactores TRI-FAFS y en el Anexo A-10 se muestra la disposición constructiva y el montaje experimental de los rectores TRI-FAFS.

Tabla 22

Dimensiones, porcentajes volumétricos y alturas F1, F2 y F3 de los reactores TRI-FAFS

Fase	Øint	TRI-FAFS (Serie 1)		TRI-FAFS (Serie 2)		TRI-FAFS (serie 3)		
No	(m)	Altura (m)	Vol. Útil (L)	Altura (m)	Vol. Útil (L)	Altura (m)	Vol. Útil (L)	
F3		0.06607	0.960	V ₃ = 80% = 3.288	0.96	V ₃ =80%=3.288	0.960	V ₃ = 80%= 3.288
F2		0.06607	0.048	V ₂ = 4% = 0.1644	0.12	V ₂ =10%=0.411	0.192	V ₂ =16%= 0.6576
F1		0.06607	0.192	V ₁ =16% =0.6576	0.12	V ₁ =10% =0.411	0.048	V ₁ = 4% = 0.1644
Total		1.20	V _T =100% = 4.11	1.20	V _T =100%=4.11	1.20	V _T =100%=4.11	

Fuente: Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022a). V_T = Volumen total del reactor = V₁+V₂+V₃

En la Figura 10 se muestra el esquema de dimensionamiento, disposición y montaje de las tres series de reactores TRI-FAFS.

Material de Soporte dentro de los TRI-FAFS. Ha sido plástico y fue empacado al interior de cada uno de los reactores TRI-FAFS (V = 4.11 L con medio de soporte), igual al utilizado por los reactores DI-FAFS anteriormente descrito (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a).

Salida y Separación del Efluente y de los Biogases en los TRI-FAFS. Se dispuso en cada reactor los mismos separadores de gases y de efluente utilizados en los reactores DI-FAFS (Anexo VIII- F9) (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a).

Inoculación de los Reactores TRI-FAFS. El estiércol de cerdo también se utilizó como el lodo semilla de los reactores TRI-FAFS, con el cual se inocularon manualmente las tres fases de los nueve (9) reactores TRI-FAFS, utilizando la misma metodología empleada para los reactores DI-FAFS. La Tabla 23 muestra el volumen útil de cada fase y el volumen del inóculo aplicado por los reactores TRI-FAFS (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a)

El Anexo VIII (F11) contiene imágenes fotográficas del proceso de inoculación de los reactores TRI-FAFS.

Tabla 23

Volumen útil de cada fase y el volumen del inóculo aplicado en cada reactor de las tres series de los TRI-FAFS.

Fase	Øint	TRI-FAFS(Serie1)		TRI-FAFS (Serie 2)		TRI-FAFS (Serie 3)	
No	(m)	Vol.Útil (L)	Vol. Inóculo(L)	Vol.Útil (L)	Vol. Inóculo(L)	Vol.Útil (L)	Vol. Inóculo(L)
F3	0.06607	3.2880	0.986	3.288	0.986	3.2880	0.986
F2	↑	0.06607	0.6576	0.411	0.123	0.1644	0.050
F1		0.06607	0.1644	0.411	0.123	0.6576	0.197
TOTAL		V _T = 4.11	1.233	V _T = 4.11	1.233	V _T = 4.11	1.233

Fuente: Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022a).

Formación de la Biopelícula Adherida al Medio de Soporte en los TRI-FAFS. Se utilizó un procedimiento similar al aplicado en los reactores DI-FAFS, recirculación solo ARM con DQO entre 250 - 800 mg L⁻¹ durante ocho días continuos hasta que fue confirmada la formación de la biopelícula adherida en todos los reactores TRI-FAFS (Anexo VIII- F12) (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a).

Como indicadores adicionales de la formación de la biopelícula adherida al medio de soporte en los reactores TRI-FAFS se realizó la identificación y la curva de crecimiento microbiano en el reactor TRI-FAFS, usando las instalaciones y recursos del laboratorio GIMBIO de la UNIPAMPLONA (Maldonado et al., 2024a-c). Para la identificación de los microorganismos en la biomasa se realizó un medio modificado (enriquecido con LRS), para el crecimiento de la biomasa muestreada de cada fase del reactor TRI-FAFS. Las siembras se llevaron a incubación con una temperatura de 30 °C por aproximadamente una semana y cinco días momento en el que se pudo apreciar el crecimiento y determinar las características presentadas por los microorganismos reproducidos.

En la Tabla 24 se presenta la caracterización microbiana en los reactores TRI-FAFS, información base para indicar lo siguiente:

- Las características físicas que se lograron apreciar en el crecimiento de cada fase son las siguientes, para la F1 (a. Colonias beige, irregulares, opacas y pequeñas, b. Colonias traslucidas, unas redondas convexas mucoides y otras con borde irregular, brillantes, c. Colonias blancas, opacas,

irregulares; colonias beige irregulares y colonias translucidas irregulares), para la F2 (a. Colonias beige, irregulares, opacas y pequeñas, b. Colonias pequeñas irregulares, beige y opacas, c. Colonias blancas aterciopeladas, grandes y cremosas; colonias marrones irregulares pequeñas (presuntivo hongo), para la F3 (a. Colonias brillantes, color gris, irregulares presunto hongo o levadura, b. Colonias beige irregulares y colonias translucidas brillantes, c. Colonias beige, brillantes y pequeñas; colonias translucidas irregulares) (Maldonado y Rozo, 2019; Maldonado et al., 2024a-c).

- De las colonias que se identificaron en el medio modificado, se tomó una muestra de las colonias por característica físicas, de las descritas anteriormente. Para la F1 del reactor TRI-FAFS, se sembró por aislamiento en agar yema de huevo, agar leche y agar EMB (eosin methylene blue, por sus siglas en inglés (Levine, 1918)) para evaluar la presencia de bacterias (p. ej. proteolíticas, lipolíticas y enterobacterias) respectivamente. Para la F2 y la F3 del TRI-FAFS, la siembra se realizó en agar selectivo para bacterias acetogénicas y metanogénicas, respectivamente. Estos tipos de agar son específicos para este tipo de microorganismos, por lo tanto, si hay crecimiento de colonias bacterianas, éstas únicamente pueden ser del tipo acetogénico y metanogénico, ya que el medio es apto para estos tipos y otros grupos de microorganismos no podrían crecer en él (Maldonado y Rozo, 2019; Maldonado et al., 2024a-c).

- A partir de las colonias aisladas en cada agar (Tabla 24), se realizó la identificación microscópica mediante tinción de Gram. Para la F1 del reactor TRI-FAFS, se pudo confirmar la presencia en agar yema de huevo (textura mucoide, grande, de tonalidad rosada), la cual es representativa de la especie *Klebsiella*, siendo gram negativas, obteniendo tinción color rojo, para agar leche (*Bacillus* gram positivos por su tinción morada) y agar EMB (fermentadoras débiles incluyendo *Klebsiella*, *Enterobacter* y *Serratia* produciendo colonias purpuras y translucidas) (Maldonado y Rozo, 2019; Maldonado et al., 2024a-c). Para la F2 y la F3 de TRI-FAFS (Tabla 23), la siembra se realizó en agar selectivo para (crecimiento de colonias acetogénicas (*Peptococcus*, *Clostridium* y *Acetobacterium*) y metanogénicos (crecimiento de colonias translucidas metanogénicas (Maldonado y Rozo, 2019; Maldonado et al., 2024a-c).

- En cuanto a la cinética de crecimiento microbiano en el reactor TRI-FAFS, se realizó un muestreo durante un periodo de 48 horas, con intervalos de tiempo de seis horas, en el cual se colectaron un total de tres muestras diarias. El cultivo se realizó en un agar selectivo constituido por Sulfito Polimixina Sulfadiazina (SPS) (Angelotti et al., 1962). En él, la siembra se ejecutó con dos diluciones para cada una de las muestras (Maldonado y Rozo, 2019; Maldonado et al., 2024a-c).

- Para tratar las muestras, 10 mL de muestra fueron tomados desde cada fase del reactor TRI-FAFS y se realizó la dilución hasta 10^{-2} . La siembra se realizó en medio SPS para cada dilución e incubó durante 48 horas a 30 °C, en condición anaeróbica, utilizando el equipo Anaerocult® A (Merck KGaA, Darmstadt, Alemania). Este paso se repitió a las 0, 6, 12, 24, 30 y 36 horas del proceso en reactor TRI-FAFS. Una vez transcurrido el tiempo de incubación se contaron las unidades formadoras de colonias (UFC) para cada fase. Se realizó un seguimiento de las características físicas que se pudieron apreciar en el crecimiento en placas Petri y un conteo estimado de las UFC totales, así como la descripción de los microorganismos para desarrollar una curva de la cinética de crecimiento de los microorganismos presentes en la biopelícula dentro de cada fase, la cual es mostrada en la Figura 34 (Maldonado-Maldonado y Rozo -Barrera, 2019; Maldonado et al., 2024a-c).

- El crecimiento asociado a los microorganismos reductoras del sulfato (*Clostridium sp.*) que constituyeron la comunidad microbiana en la biopelícula del reactor TRI-FAFS se muestra en la Figura 35, donde se puede observar el aumento significativo en la tasa de crecimiento de los microorganismos desde la F1 a la F3 con respecto al tiempo durante un período de 7 días en el orden de 10^2 veces. En la Figura 35 se muestra que el crecimiento en la etapa de retardo se caracterizó por un valor constante en la proximidad de $10\,000\text{ UFC mL}^{-1}$ durante las primeras 50 horas. El crecimiento exponencial fue desarrollado por los microorganismos en un período entre 50 y 200 horas. Para la F1 del reactor en la biopelícula del reactor TRI-FAFS, la tasa de crecimiento de *Clostridium sp.*, mostró el mayor gradiente en comparación con las F2 y F3. Al final de la fase de crecimiento exponencial, se generó un número de UFC equivalente a $1\,000\,000\text{ UFC mL}^{-1}$ replicando el rendimiento potencial de UFC dentro de la F1 del reactor TRI-FAFS. Para las F2 y F3 del reactor TRI-FAFS, la tasa de crecimiento fue decreciente y el número de UFC mL^{-1} a las 200 h se estimó alrededor de $100\,000$ y $1\,000\,000\text{ UFC mL}^{-1}$, respectivamente (Maldonado-Maldonado y Rozo -Barrera, 2019; Maldonado et al., 2024a-c).

- El análisis termodinámico en las tres fases separadas del reactor TRI-FAFS podría implicar que, cuando la demanda de un aceptor de electrones es relativamente alta (p. ej. F1 en TRI-FAFS), la degradación microbiana agotaría secuencialmente, en primer lugar, el oxígeno disponible, luego el nitrato, manganeso, hierro férrico y sulfato antes de que la metanogénesis se vuelva predominante. Tales consideraciones termodinámicas también implican que los microorganismos heterotróficos capaces de inducir la máxima cantidad de energía por unidad de carbono oxidado tendrían una ventaja competitiva sobre otras especies, y su modo de respiración sería dominante hasta que su aceptor de electrones específico sea totalmente utilizado (Alvarez y Guevara, 2003; Guevara, 2016). Esto

explicaría la disminución en el crecimiento de *Clostridium sp.*, de la F1 a la F3 en el reactor TRI-FAFS (Maldonado-Maldonado y Rozo -Barrera, 2019; Maldonado et al., 2024a-c).

Entre las bacterias no metanogénicas que se han aislado de digestores anaeróbicos se incluyen *Clostridium sp.*, *Peptococcus anaerobio*, *Bifidobacterium sp.*, *Desulphovibrio sp.*, *Corynebacterium sp.*, *Staphilococcus* y *Eschericchia Coli* (Metcalf y Eddy, 1991). La mayoría de estas bacterias no metanogénicas se encontraron en la segunda etapa del reactor TRI-FAFS. Según Metcalf y Eddy (1991, 2003), los principales géneros de microorganismos que han sido identificados como metanogénicos incluyen los bastoncillos (*Methanobacterium*, *Methanobacillus*) y las esferas (*Methanococcus sp.*, y *Methanosarcina sp.*). En particular, se reportó *Methanobacterium sp.*, en la tercera etapa del reactor TRI-FAFS.

Estos hallazgos mencionados anteriormente sugieren que el fraccionamiento del reactor TRI-FAFS en tres etapas implicó también una tendencia importante a la prevalencia de especies asociadas a las etapas en la digestión anaeróbica en la secuencia de etapas que componen el reactor TRI-FAFS,

Tabla 24

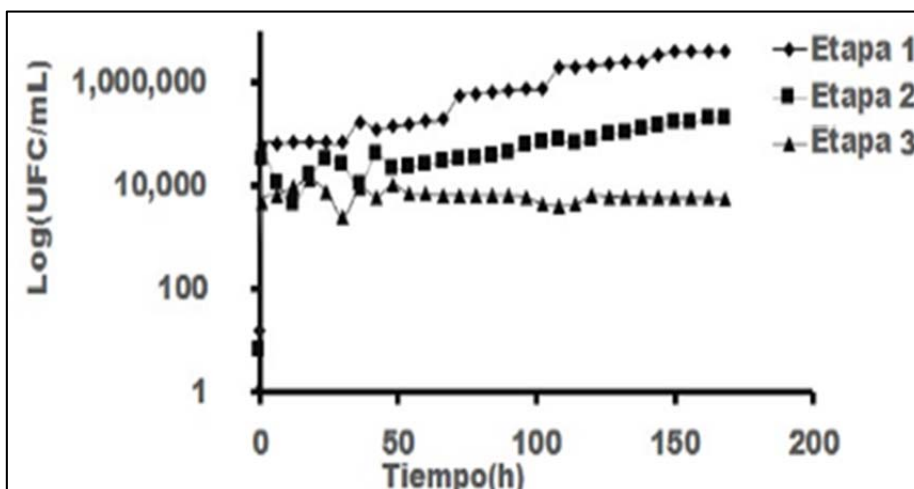
Caracterización microbiana en los reactores TRI-FAFS

Estudio	Origen del LRS	Tipo de biorreactor	Fase	Medio de cultivo	Presunta presencia	Resultado
Maldonado-Maldonado & Rozo-Barrera (2019a)	RSLC	TRI-FAFS	Primera	Agar EMB	<i>Klebsiella</i> <i>Enterobacterias</i> <i>Serratia</i>	
				Agar Yema De Huevo	<i>Klebsiella</i> <i>Pseudomonas</i>	
				Agar Leche	<i>Bacillus</i>	
			Segunda	Agar Para Acetogénicos	<i>Peptococo</i> <i>Clostridio</i> <i>Acetobacteria</i>	
			Tercera	Agar Para Metanógenos	<i>Metanobacteria</i>	

. Fuente; Maldonado et al. (2024a-c)

Figura 35

Curvas de crecimiento de microorganismos reductores de sulfato en muestras del TRI-FAFS



Nota. Fuente: Maldonado et al. (2024a-c)

Adaptación de la Biopelícula al Sustrato en los Reactores TRI-FAFS. La adaptación de la población bacteriana ya adherida al medio de soporte de los reactores TRI-FAFS se logró también recirculando por cada uno de los nueve (9) reactores una mezcla volumétrica de 36 L de ARM (DQO entre 250-800 mg L⁻¹) y LRS diluidos, siguiendo la misma metodología aplicada en los reactores DI-FAFS, proceso que se realizó igualmente en 21 días continuos, dónde diariamente se redujo un 5% el volumen del agua residual aportada a la mezcla y se incrementó el 5% del volumen de LRS diluidos con concentraciones constantes predefinidas así: Serie 1 [DQObajo]: 1700 mgL⁻¹; Serie 2 [DQOmedio]: 2600 mgL⁻¹ y Serie 3 [DQOalto]: 3500 mg L⁻¹, suministrando el primer día solo agua residual municipal y al día siguiente una mezcla volumétrica de aguas residuales municipales del 95% y del 5% de LRS diluidos, volúmenes éstos que se incrementaron cada 24 horas en el mismo porcentaje, hasta que el sustrato recirculado en todos los reactores fue solo de LRS diluido. Los volúmenes y los porcentajes volumétricos de la composición de la mezcla de LRS y de ARM se detallaron en la Tabla 18 y en la figura 27 presentadas anteriormente (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a, 2024a-c).

Arranque y Operación de los TRI-FAFS. Se utilizó un proceso similar al empleado para el funcionamiento de los reactores DI-FAFS, suministrando el sustrato al principio con la temperatura T1 (baja) de 20 °C para todos los nueve (9) reactores, pero aplicando a los tres reactores TRI-FAFS de la

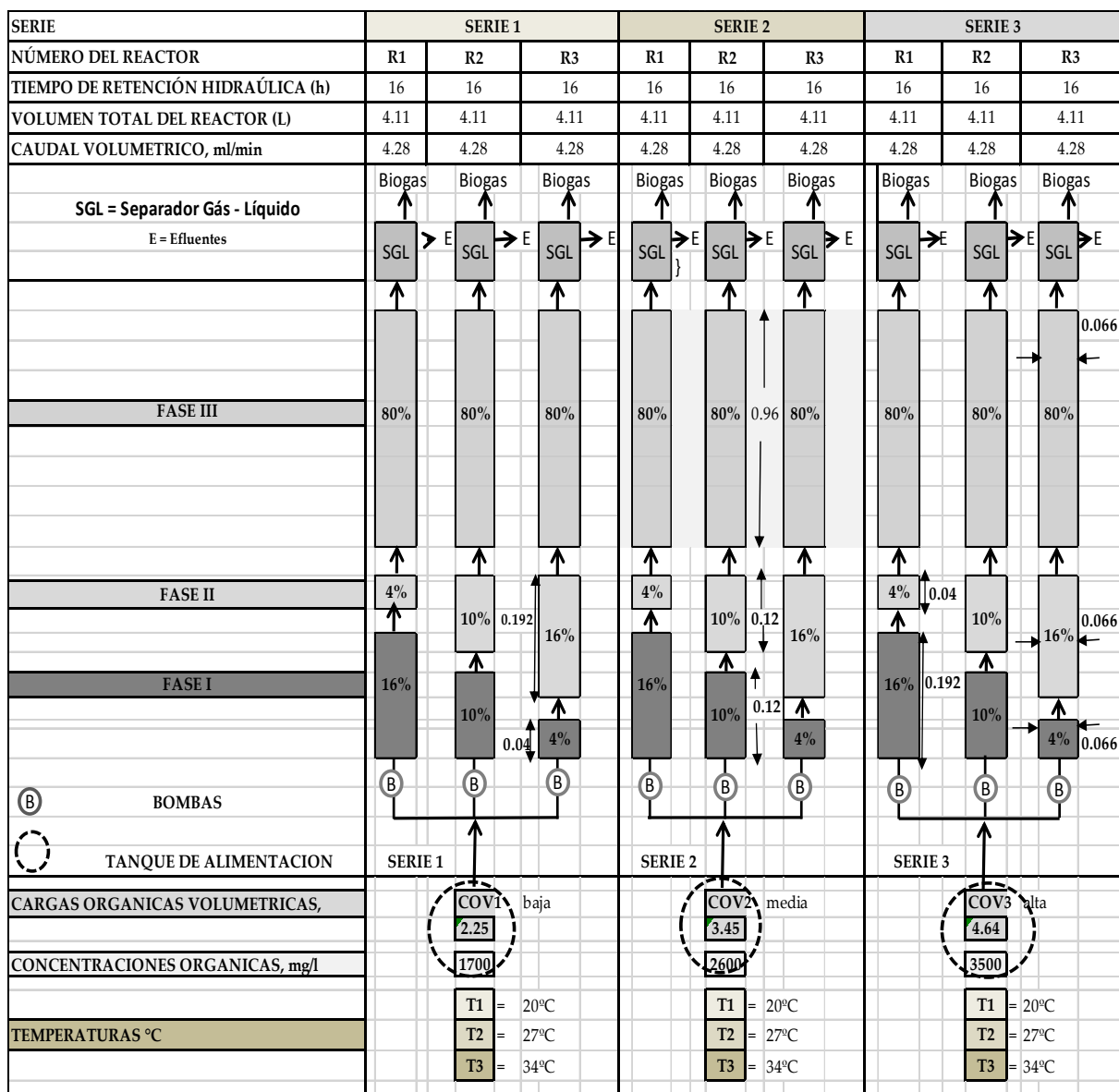
Serie No. 1 la COV_1 (baja) de $2.25 \text{ kg DQO m}^{-3}\text{d}^{-1}$; a los tres reactores TRI-FAFS de la Serie No. 2 la COV_2 (media) de $3.45 \text{ kg DQO m}^{-3}\text{d}^{-1}$ y a los tres reactores TRI-FAFS de la Serie No. 3 COV_3 (alta) de $4.64 \text{ kg DQO m}^{-3}\text{d}^{-1}$ (Figura 36), aportada por el LRS bombeado ahora con caudal constante de 4.28 mL min^{-1} desde el tanque de almacenamiento de cada serie, sustrato diluido que se preparó para los reactores de la serie 1 a $1700 \text{ mg DQOL}^{-1}$, de la serie 2 a $2600 \text{ mg DQO L}^{-1}$ y para la serie 3 a $3500 \text{ mg DQO L}^{-1}$, funcionamiento que se mantuvo hasta lograr CEE en todos los nueve (9) reactores en CEE (CEE= variabilidad máxima de la eficiencia $\pm 5 \%$) (Figuras 34 y 35) (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a).

Una vez que ha sido lograda la estabilidad operativa de los 9 reactores con la temperatura baja ($T_1 = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$), se incrementó a la temperatura T_2 (media) a $27 \text{ }^{\circ}\text{C}$ continuando el funcionamiento de manera simultánea todos los nueve (9) reactores TRI-FAFS de manera similar aplicando las mismas cargas antes indicadas para cada serie, hasta lograr estabilidad en los nueve (9) reactores y el proceso se terminó incrementando la temperatura a T_3 (alta) a $34 \text{ }^{\circ}\text{C}$ y operando las tres series de reactores con las mismas cargas, hasta lograr CEE en todos los reactores (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a).

El funcionamiento experimental completo de los reactores TRI-FAFS se presenta en las Figuras 36 y 37. En la operación de los reactores TRI-FAFS con el sustrato a $20 \text{ }^{\circ}\text{C}$ se lograron las CEE a partir de los 67 días de operación; a los 36 días cuando la temperatura del sustrato fue de $27 \text{ }^{\circ}\text{C}$ y a los 20 días para la temperatura de $34 \text{ }^{\circ}\text{C}$ las series reportaron eficiencias en la CEE a los 20 días, para un total de 123 días de continuos de mediciones periódicas de la DQO_{total} en las muestras puntuales a los afluentes y efluentes de los reactores, que fueron tomadas manualmente tres veces por semana, monitoreando así las eficiencias hasta obtener CEE en cada uno de los 9 reactores TRI-FAFS para cada COV aplicada, en cada una de las tres temperaturas de operación. Se precisó que todas las muestras se analizaron con métodos estándar (Rice et al., 2012) (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a).

Figura 36

Esquema operativo con COV, relación $D_1/D_2/D_3$ y T aplicadas en las tres series de TRI-FAFS



Nota. Fuente: Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022a).

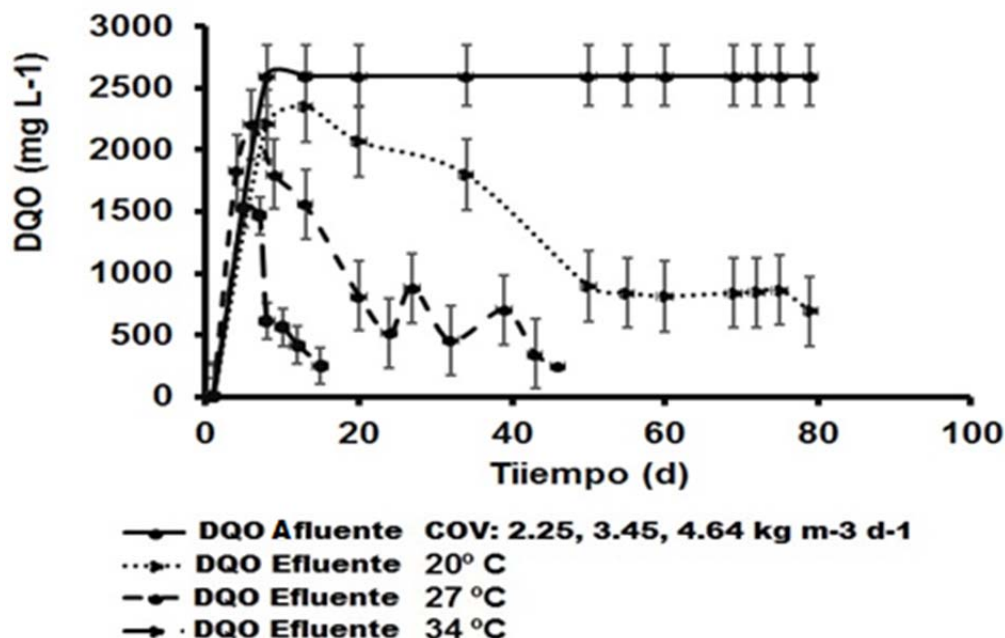
Evaluación del Desempeño del Reactor TRI-FAFS en la Remoción de MO. En la Figura 37 se puede observar que la DQO promedio incluyendo barras de error estándar en el afluente a los reactores TRI-FAFS fue de 2500 mg L⁻¹ (Maldonado et al., 2022a,b, 2024a-c). El tiempo de estabilización de la DQO en el efluente de los reactores TRI-FAFS, se redujo drásticamente de 67 a menos de 20 días debido principalmente al efecto del aumento de la temperatura de 20 a 34 °C y fases, dando como

resultado un efluente, cuya DQO promedio considerando las barras de error estándar, varió entre 100 y 1000 mg L⁻¹, confirmando que el desempeño microbiano mejoró significativamente debido al proceso de dilución volumétrica de los LRS, actuando como un mecanismo para disminuir la concentración de las sustancias inhibitoras y realcitrantes, permitiendo así una degradación extensa debido a que los microorganismos poseían las enzimas necesarias para catalizar la conversión de la MO en productos que podían ser canalizados a través de una ruta metabólica existente (Guevara, 2016). El grupo de COV para los reactores TRI-FAFS varió entre 2.25 y 4.64 kg m⁻³ d⁻¹, estando dentro del rango de prueba para los biofiltros anaeróbicos, 0.4 a 154 kg m⁻³ d⁻¹ (Young y McCarty, 1969; Jeris, 1983). Los reactores TRI-FAFS fueron configurados a partir del fraccionamiento en tres fases. La eficiencia de remoción de la DQO, definida como la diferencia entre las concentraciones de los sustratos afluente y efluente con respecto a la concentración del sustrato afluente (Metcalf & Eddy, 1991), se incrementó en una relación de hasta 1:8 desde los reactores DI-FAFS hasta los reactores TRI-FAFS. Las múltiples fases fueron probadas en el filtro percolador hasta 2 por Germain (1966), obteniendo remociones de DBO₅ que variaron entre 60 y 90 %. Este resultado podría deberse al aumento de la biodisponibilidad o bioaccesibilidad del sustrato primario en el biofiltro de fases separadas, favoreciendo el aumento de la capacidad de degradación de la biopelícula (Álvarez & Guevara, 2003; Guevara, 2016).

La temperatura se estableció en tres niveles (20, 27 y 34 °C) dentro del diseño experimental para los reactores TRI-FAFS (Maldonado et al., 2022a,b, 2024a-c). Las dos primeras temperaturas crearon el ambiente apropiado en el TRI-FAFS para el desarrollo de microorganismos psicrófilos y la última (34 °C), para los microorganismos mesófilos (Metcalf & Eddy, 1991). Para el reactor TRI-FAFS, el cambio de temperatura produjo comparativamente, una reducción de la DQO en el efluente desde 400 hasta 100 mg L⁻¹, implicando un aumento en las eficiencias de eliminación de la DQO de 84 a 94 %. El comportamiento de los microorganismos mesófilos en el reactor TRI-FAFS podría ser el resultado de un aumento en la biodisponibilidad del sustrato, induciendo enzimas catabólicas debido a que el sustrato estuvo presente en concentraciones más altas a un nivel específico para cada cepa bacteriana (psicrófila o mesófila) (Metcalf & Eddy, 1991). Las temperaturas más altas se han asociado con una mayor actividad enzimática y tasas de biodegradación rápidas, hasta un valor óptimo específico para la especie (Jeris, 1983; Bachmann et al., 1985).

Figura 37

Curvas de DQO versus tiempo en la operación de los TRI-FAFS



Nota. Fuente: Maldonado et al. (2022a,b, 2024a-c)

Cuantificación de las Eficiencias en los TRI-FAFS. Se realizó procediendo de manera similar al aplicado a los reactores DI-FAFS, donde el seguimiento al comportamiento de todos los reactores se realizó en términos de las eficiencias en la remoción de DQO, operados para cada una de las tres temperaturas del sustrato, para las tres COV aplicadas, obteniendo un total de 27 curvas de tiempo versus eficiencia; una por reactor (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a).

En la Tabla 25 se presentan las eficiencias logradas en la remoción de la DQO en todos los reactores TRI-FAFS para las diferentes COV, relaciones volumétricas y temperaturas de operación en CEE (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a).

Tabla 25

Eficiencias operativas en los reactores TRI-FAFS

(%) EFICIENCIAS DE LOS TRI-FAFS									
SERIES	SERIE 1			SERIE 2			SERIE 3		
COV	COV ₁ baja: 2.25 (kg DQO m ⁻³ d ⁻¹)			COV ₂ media: 3.45 (kg DQO m ⁻³ d ⁻¹)			COV ₃ alta: 4.64 (kg DQO m ⁻³ d ⁻¹)		
Tipo de Reactor	TRI-FAFS 1	TRI-FAFS 2	TRI-FAFS 3	TRI-FAFS 1	TRI-FAFS 2	TRI-FAFS 3	TRI-FAFS 1	TRI-FAFS 2	TRI-FAFS 3
Vol F1/Vol F2/Vol F3	16/4/80	10/10/80	4/16/80	16/4/80	10/10/80	4/16/80	16/4/80	10/10/80	4/16/80
No del Reactor	R1	R2	R3	R4	R5	R6	R7	R8	R9
T ₁ = 20 °C	88	89	89	85	87	84	84	86	88
T ₂ = 27 °C	86	93	92	88	93	89	88	92	92
T ₃ = 34 °C	90	94	92	89	92	90	89	91	89

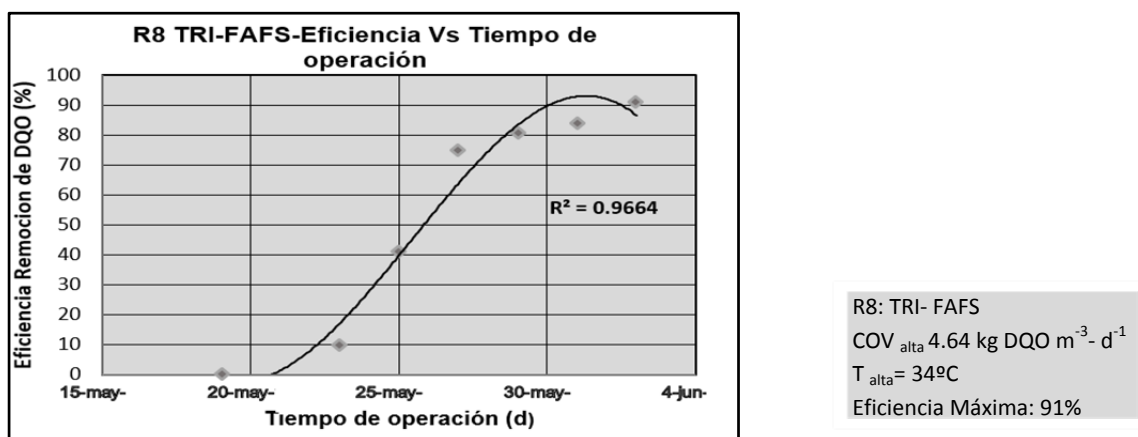
Fuente: Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022a).

Las eficiencias máximas logradas para cada uno de los reactores TRI-FAFS se determinaron en las mismas curvas de seguimiento (tiempo versus eficiencia) en CEE.

Se incluyó de manera de ilustrativa una de las 27 curvas (Figura 38) generadas, la del reactor R8 que operó con una COV₃ (alta) de 4.64 kg DQO m⁻³ d⁻¹ a T₃(alta) de 27 °C, obteniendo en CEE una eficiencia del 91 %, curva generada con un ajuste $R^2 = 0.9664$ (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a).

Figura 38

Curva de Eficiencia en la remoción de DQO vs Tiempo: R8 - TRI-FAFS para COV_{alta} y T_{alta}



Fuente: Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022a).

En el Anexo VI se han insertado las 27 tablas y las 27 curvas generadas en la etapa de funcionamiento de los reactores TRI-FAFS, de donde se obtuvieron las eficiencias tabuladas.

Evaluación de los Reactores TRI-FAFS. En los reactores TRI-FAFS las eficiencias en la remoción de MO (DQO) variaron entre 84 % y 94 % y las eficiencias más altas no parecieron ser influenciadas de manera representativa por las COV aplicadas en el rango evaluado entre 2.25 y 4.64 DQO m⁻³ d⁻¹, cuando fueron operados con temperaturas ≥ 27 °C y con porcentajes volumétricos bajos en la F1: $V1 = 10\% \cdot VT$, bajos también en la F2: $V2 = 10\% \cdot VT$ y con altos en la F3: $V3 = 80\% \cdot VT$ (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a).

Eficiencias Máximas Versus Temperatura en los TRI-FAFS. Con los datos de las eficiencias máximas logradas para cada temperatura que se relaciona en la Tabla 26, se elaboró la Figura 38 de eficiencias máximas versus temperatura, para analizar los comportamientos de los reactores TRI-FAFS, que operaron alimentados con LRS dosificados con unas concentraciones entre [1700 y 3500] mg L⁻¹ y con COV entre 2.25 y 4.64 kg DQO m⁻³d⁻¹ y temperaturas entre 20 y 34 °C (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a).

La curva logarítmica de la Figura 39 se encontró un ajuste $R^2 = 0.9349$, mostrando la incidencia directa y positiva de la temperatura en la variable eficiencia dentro del rango mesófilo operado (Maldonado et al., 2018a-e, 2020, 2022a).

Tabla 26

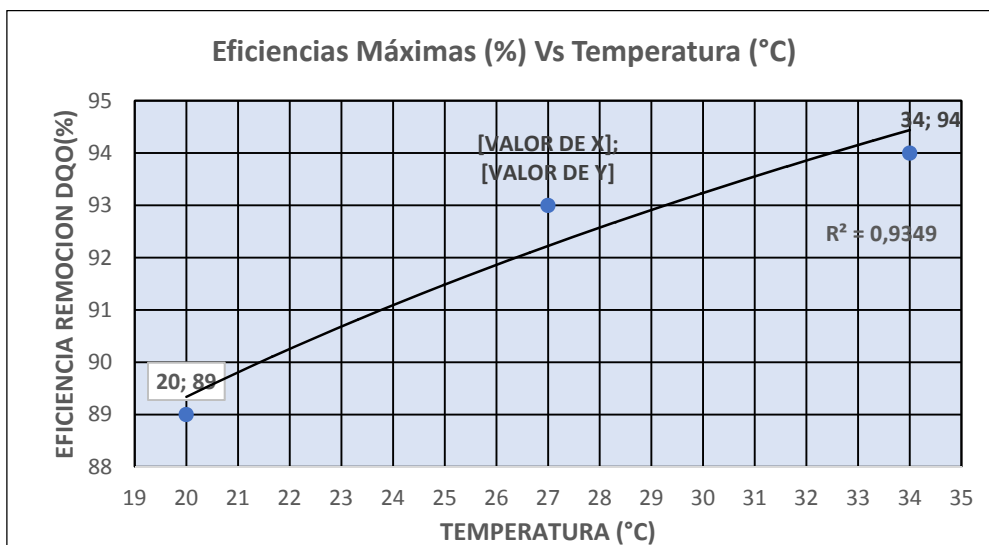
Eficiencias Máximas en los reactores TRI-FAFS para cada Temperatura de operación

Temperatura (°C)	Eficiencias Máximas TRI-FAFS (%)
20	89
27	93
34	94

Fuente: Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022a).

Figura 39

Curva de Eficiencias máximas versus Temperatura en los TRI-FAFS



Fuente: Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022a)

Eficiencias Máximas Versus COV en los TRI-FAFS. Se tomaron las eficiencias máximas reportadas para cada COV aplicada en los reactores TRI-FAFS, datos que se relacionan en la Tabla 26, con los cuales se elaboró la Figura 40 de eficiencias máximas versus COV en los reactores ídem, donde se observa que en los reactores TRI-FAFS, la eficiencia ha guardado proporcionalidad inversa la COV aplicada en los reactores TRI-FAFS.

Tabla 27

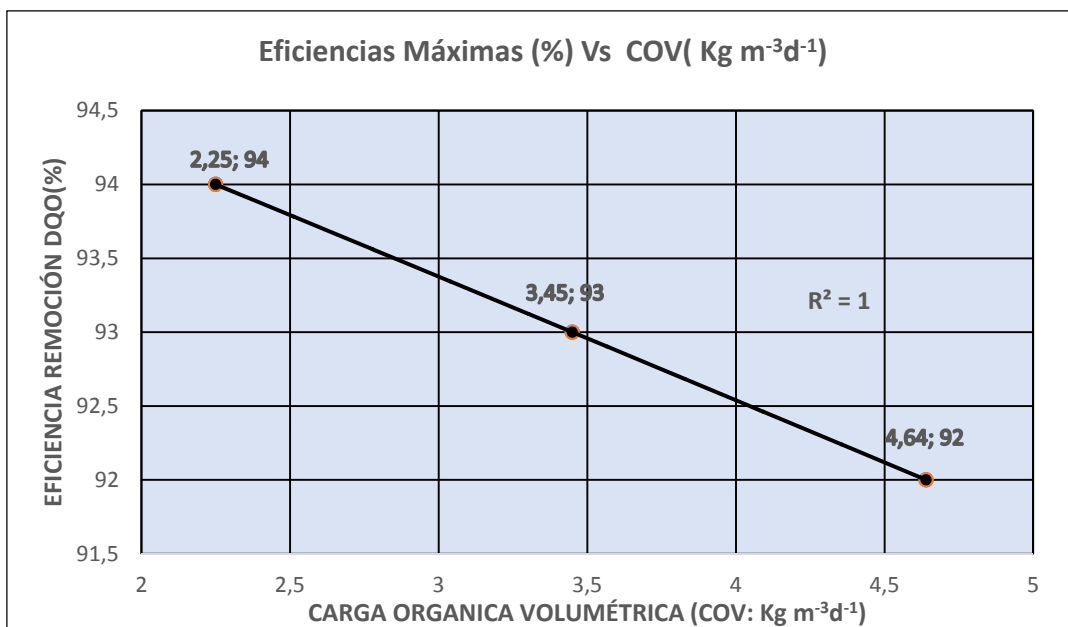
Eficiencias máximas de reactores TRI-FAFS en cada COV aplicada

COV (Kg DQO m ⁻³ d ⁻¹)	Eficiencias Máximas (%) TRI-FAFS
2.25	94
3.45	93
4.64	92

Fuente: Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022a).

Figura 40

Curva de Eficiencias máximas versus COV en los TRI-FAFS.



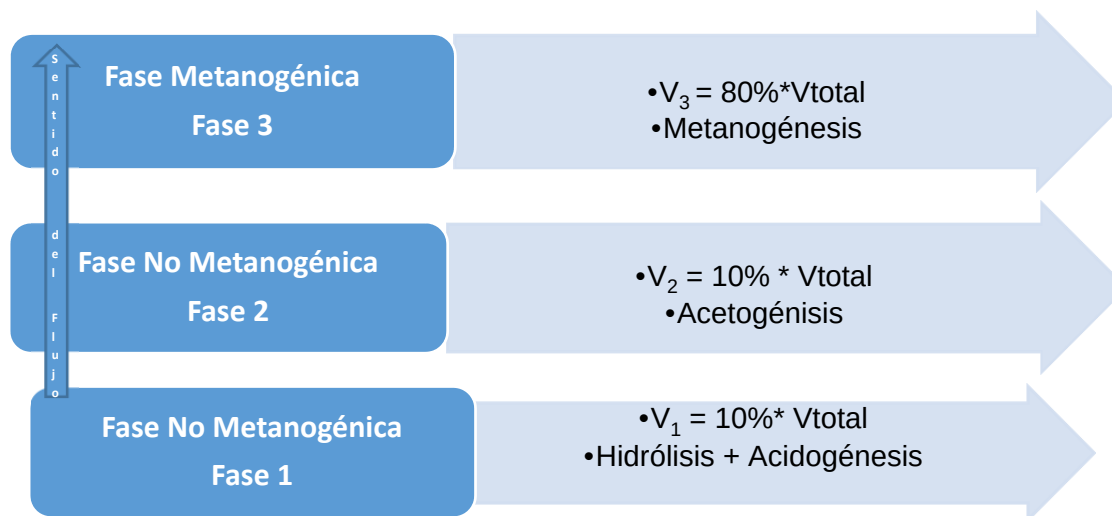
Fuente: Maldonado et al. (2018a-e, 2020, 2022a).

Según lo anterior las mayores eficiencias en los reactores TRI-FAFS se lograron con temperatura ≥ 27 °C y la incidencia del incremento de la COV sobre la eficiencia negativa y baja, pero no fue muy significativa en el rango en que operaron los reactores disminuyendo la eficiencia solo un 2%, debido a las altas eficiencias logradas.

Determinación de los Volúmenes Óptimos en los Reactores TRI-FAFS. De los resultados obtenidos se ha confirmado que en los TRI-FAFS las mayores eficiencias se han logrado con temperatura ≥ 27 °C, con baja incidencia de la COV en ese rango operativo, determinándose una relación volumétrica (o de profundidades) óptimas F1/F2/F3 = 10%/10%/80%, es decir, con volúmenes en la F1 de $V1 = 10\% \cdot VT$, en la F2 de $V2 = 10\% \cdot VT$ y en la F3 de $V3 = 80\% \cdot VT$, siendo el Volumen total (VT) = $V1 + V2 + V3 = 10\% \cdot VT + 10\% \cdot VT + 80\% \cdot VT$, así que los volúmenes óptimos de los TRI-FAFS en cada fase han sido como se muestra en la Figura 41.

Figura 41

Volúmenes óptimos en los TRI-FAFS



De manera general se ha confirmado que las proporciones volumétricas óptimas de los DI-FAFS, guardaron relación directa con las proporciones volumétricas óptimas de los reactores TRI-FAFS, porque la sumatoria de los volúmenes óptimos de la F1 y la F2 de los reactores TRI-FAFS han resultado exactamente iguales al volumen óptimo de la F1 de los reactores DI-FAFS.

La Figura 41 ilustra la presunción de una segregación de especies bacterianas, asumiendo un enfoque aproximado entre las fases de la digestión anaeróbica y el fraccionamiento en tres fases del TRI-FAFS. Al ingresar los LRS al TRI-FAFS, en la F1 muy probablemente se estarían llevando a cabo procesos desarrollados por bacterias hidrolíticas y acidogénicas, en la F2, los subproductos de la primera fase serían transformados mayormente por bacterias acidogénicas y acetogénicas, mientras que, en la F3, predominaría la síntesis de los subproductos de la F2 por bacterias metanogénicas.

La evidencia de la presunción de una segregación operativa de los TRI-FAFS subyace en los hechos experimentales que se describieron anteriormente. Como se mostró en la Tabla 24, para la F1 del reactor TRI-FAFS, resultaron producto de la siembra por aislamiento, la presunta presencia de las siguientes bacterias: en el agar yema de huevo (*Klebsiella*, del tipo gram negativa), agar leche (*Bacillus* gram positivos por su tinción morada) y agar EMB (fermentadoras débiles incluyendo *Klebsiella*, *Enterobacter* y *Serratia*) (Maldonado y Rozo, 2019; Maldonado et al., 2024a-c). Para la F2 y la F3 de TRI-FAFS (Tabla 24), la siembra se realizó en agar selectivo para acetogénicos

(crecimiento de colonias acetogénicas (*Peptococcus*, *Clostridium* y *Acetobacterium*) y metanogénicos (crecimiento de metanogénicas (Maldonado y Rozo, 2019; Maldonado et al., 2024a-c). Estos hallazgos podrían confirmar la presunción de la segregación de las especies según la etapa en el proceso de la digestión anaeróbica en correspondencia con la separación en tres fases del reactor TRI-FAFS. Así mismo, aunado a la prevalente selectividad en las especies encontradas según las fases, también la curva de crecimiento mostró un crecimiento a una tasa moderadamente baja en la primera fase F1, de media a alta en la segunda fase F2 y de alta a muy alta en la tercera fase F3 del reactor TRI-FAFS (Figura 34), predominantemente de no metanogénicas como entre algunas de los principales géneros presentes en medio selectivo SPS, *Clostridium sp.* Los patrones de tasa de crecimiento observados en la F1, F2, y F3 pueden ser asociados a tres condiciones involucrando, la concentración del sustrato, la concentración de los nutrientes y las dimensiones del sistema conteniendo a los microorganismos (Metcalf y Eddy, 1991, 2003).

Así mismo los reactores TRI-FAFS dieron como resultado las eficiencias de remoción de DQO desde altas a muy altas (88 a 95 %), las cuales fueron mejoradas significativamente asociado a la configuración del fraccionamiento porcentual de la profundidad total del TRI-FAFS. Desde F1/F2/F3 de $D_1/D_2/D_3 = 16\%/4\%/80\%$; $D_1/D_2/D_3 = 10\%/10\%/80\%$ hasta $D_1/D_2/D_3 = 4\%/16\%/80\%$. Una potencial causa para encontrar eficiencias de altas a muy altas puede ser ocasionada por la influencia de la dilución volumétrica de las sustancias tóxicas e inhibitoras del metabolismo microbiano contenidas en los LRS, tales como metales pesados y haluros metálicos.

De lo expuesto, es importante determinar coeficientes cinéticos para estimar la influencia de los procesos de transporte y transformación de los LRS en los reactores TRI-FAFS, a fin de ponderar la proporción en que coexisten y que contribuirían a los valores cuantificados para las eficiencias de remoción de la MO en los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.

Discusión de Resultados sobre la Descripción de las Características de los Componentes del Arreglo Experimental Operativo de los FAFA-MFS y las de Mayor Incidencia en el Proceso de Remoción de la MO de los LRS.

La principal característica innovativa de los FAFA-MFS ha estado representada por la separación en fases múltiples para favorecer la ocurrencia de los procesos de la digestión anaeróbica correspondientes a hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis (Tabla 28y 29, Figura 42), según el fraccionamiento del FAFA-MFS en dos fases (DI-FAFS) y tres fases (TRI-FAFS) (Maldonado et al., 2018a-e, 2022a-c, 2023a,b,2024a-c). Según Márquez, Maldonado et al. (2021), al

comparar el arreglo experimental de los FAFA-MFS con otros reactores anaeróbicos (Tabla 28 y 29, Figura 42), se puede observar los criterios o fundamentos de la configuración evolutiva de los reactores anaeróbicos desde sus inicios hasta el presente, evidenciando la característica distintiva e innovativa de los FAFA-MFS como la generación más reciente de reactores anaeróbicos que han sido diseñados para el tratamiento de las aguas residuales, enfatizando en este estudio en el tratamiento de la MO de los LRS.

En el marco de la evolución de los reactores anaeróbicos (Tabla 28 y 29, Figura 42) (Márquez, Maldonado et al. 2021), desde la década de 1950 hasta la década de 1980, los reactores anaeróbicos mantuvieron una configuración tendiendo a ser de etapa o fase única, mientras que desde el final de la década de 1980 hasta el presente se han diseñado e implementado los sistemas de múltiples etapas en sus modalidades continuas y separadas, mediante el actual estudio. En la Figura 52 se observa que los primeros reactores anaeróbicos se configuraron para contener un cultivo microbiano suspendido que trataba aguas residuales de bajas concentraciones que consistían en sustratos producidos en sistemas de alcantarillado, industrias, productos sintéticos y lodos biológicos. Algunas de las medidas implementadas para mejorar las eficiencias de remoción de la DQO involucraron la inclusión de la tasa de recirculación del efluente en una proporción cercana a la mitad del flujo de entrada a los reactores anaeróbicos. A finales de la década de 1960, los sistemas de crecimiento anaeróbicos de biomasa adherida surgieron integrados por un medio de soporte consistente en suelos de grano grueso (p. ej. grava) denominado lecho empacado de flujo ascendente (Young y McCarty, 1969), cuyo objetivo principal era retener la biomasa dentro del reactor y evitar la pérdida en el efluente, reduciendo la necesidad de flujo de recirculación (Márquez, Maldonado et al. 2021).

A principios de la década de 1980 (Figura 42) (Márquez, Maldonado et al. 2021), se diseñaron cinco variantes de lecho empacado de flujo ascendente que implicaban cambios como el tipo de medio de soporte en las configuraciones del reactor y aumentos en las COV, la temperatura de la fase acuosa o el volumen del reactor. El medio de soporte varió desde suelos de grano grueso como (por ejemplo, grava, arena) hasta partículas de grano fino de diferentes compuestos (por ejemplo, óxido de aluminio, cloruro de polivinilo, limo, arcilla, tierra de diatomeas, resina de intercambio iónico gastada). La reducción del tamaño de partícula del medio de soporte se abordó para aumentar tanto la superficie de unión de la biomasa como el área de contacto entre la biopelícula y el sustrato, favoreciendo la transferencia de masa entre el sustrato y la biopelícula. A partir de la reducción del tamaño de las partículas del medio de soporte, se procesaron los residuos fácilmente biodegradables para la actividad microbiana (por ejemplo, residuos de procesamiento de alimentos como el suero) obteniendo altas

eficiencias de remoción de la DQO. Sin embargo, la recalcitrancia y/o inhibición de las residuales de baja biodegradabilidad para la actividad metabólica de los microorganismos (Guevara, 2016) permaneció como un problema pendiente de resolver a pesar del prolongado TRH durante la operación de los sistemas de tratamiento biológico anaeróbicos de crecimiento adherido (Márquez, Maldonado et al. 2021).

A mediados de la década de 1980 (Figura 42) (Márquez, Maldonado et al. 2021), el reactor anaeróbico separado por baffles en fases continuas (Bachmann et al 1985) surgió como una estrategia para superar las dificultades por las sustancias inhibidoras y/o recalcitrantes mediante la alimentación a bajas COV, lo cual se logró aumentando el volumen físico del reactor en múltiples etapas continuas. Los residuos de baja a media resistencia a la biodegradación fueron procesados bajo un metabolismo microbiano ligeramente influenciado por la presencia de sustancias inhibidoras y/o recalcitrantes, lo que llevó a obtener eficiencias de eliminación de DQO de medias a altas.

Dentro de los sistemas de múltiples etapas (Figura 42), Maldonado et al. (2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a-b, 2024-c) propusieron los FAFA-MFS, de dos etapas (DI-FAFS) y tres etapas (TRI-FAFS) como reactores anaeróbicos para biodegradar residuos orgánicos utilizando como sustrato a los LRS. La caracterización general (Tabla 11) mostró la presencia de sustancias inhibidoras y/o recalcitrantes como metales pesados (p. ej., plomo, cromo y cinc), haluros metálicos (cloruros). Las COV ($2.25\text{--}4.64\text{ kg m}^{-3}\text{ d}^{-1}$) aplicadas en cada uno de los reactores se han encuadrado en los residuos de baja resistencia para la degradación microbiana que permanecieron en el interior de los reactores FAFA-MFS durante un TRH de 18 horas. Las COV se alimentaron a un medio acuoso que mantuvo las temperaturas ajustadas para los metabolismos fermentativos de las bacterias psicrófilas y mesófilas, justificando la variación en las eficiencias de la remoción de la DQO, que variaron de baja a media para DI-FAFS y alta a muy alta para TRI-FAFS. Según Carucci et al. (1999), una de las estrategias para superar las dificultades debidas a las sustancias inhibidoras y/o recalcitrantes es proporcionar una COV baja, lo que se puede lograr aumentando los volúmenes del reactor (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a-b, 2024a-c

En la Tabla 28 (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b) se observan comparativamente las condiciones experimentales de diseño entre los FAFA-MFS y otros reactores anaeróbicos desde la década de 1950 hasta el presente, encontrando que el rango de alimentación de los sustratos orgánicos a los reactores FAFA-MFS se enmarcó en los residuos de baja concentración para los microorganismos en la biopeícula, correspondiendo a 2.25 , 3.45 y $4.64\text{ kg m}^{-3}\text{ d}^{-1}$, en comparación con otros estudios, donde los reactores de sistemas de crecimiento anaeróbico

suspendido (Figura 34) se probaron con residuos que variaban desde resistencias bajas a la biodegradación ($< 10 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$), medias ($< 50 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$) y altas ($> 100 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$), tales como (Tabla 45): filtro anaeróbico de flujo descendente (Kennedy y Van der Berg, 1981), lecho fluidizado anaeróbico de flujo ascendente (Bell et al., 1980, Jeris, 1982), lecho expandido de flujo ascendente (Jewell et al., 1981, Schraa & Jewell, 1984), el de manto de lodo anaeróbico de flujo ascendente (Lettinga et al., 1980), el reactor por lotes de secuenciales (Freyte et al., 2019^a-c, 2020) y el reactor anaeróbico de múltiples etapas continuas separado con baffles (Bachmann et al., 1985) (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b)

Analíticamente, las aguas residuales de concentración media a alta, fácilmente biodegradables (por ejemplo, sacarosa, glucosa o suero) provocaron que la curva de crecimiento de los microorganismos en los reactores, mostrara una mayor tasa de crecimiento hasta alcanzar un nivel constante o estado estacionario en el crecimiento debido a un exceso de sustratos y nutrientes combinados con alta afinidad de los microorganismos por el sustrato (Metcalf y Eddy, 1991). Los reactores FAFA-MFS fueron probados con una baja COV combinada para superar los efectos recalcitrantes de las sustancias inhibidoras del metabolismo microbiano, obteniendo eficiencias de medias a altas en el DI-FAFS y de altas a muy altas en el TRI-FAFS (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b). En estudios adicionales en los FAFA-MFS, cuyas condiciones experimentales se reportan en la Tabla 9A y se observa que la COV contenida en los LRS a ser tratados por los FAFA-MFS fue incrementada hasta valores de 11.61, 14.18 y 17.48, $\text{kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ a temperatura de 34 °C obteniendo eficiencias medias (Maldonado et al. 2023a-b, 2024a-c).

Como ha sido establecido en el presente estudio, los criterios de diseño propuestos para los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS han incorporado la relación de profundidades de los FAFA separados en la F1 respecto de la F2 (D_1/D_2), las profundidades en la F2 respecto de la F3 (D_2/D_3), la temperatura del líquido residual (T), y la COV. En la Tabla 28 (Maldonado et al., 2020), se muestran los resultados de la comparación de las condiciones experimentales, rendimiento y evolución de los filtros biológicos principalmente de tipo aeróbicos construidos a escala de laboratorio; basados predominantemente en el FP, cuyos medios de soporte estuvieron constituidos por medios naturales y sintéticos utilizados por diferentes investigadores y reportados en este estudio (Maldonado et al., 2020).

Comparativamente con los FAFA-MFS, dentro de las condiciones de diseño de los FP mostradas en la Tabla 28 (Maldonado et al., 2020), Velz (1948) usando la DBO_5 como indicador de contaminación, suministró ARD sobre un FP con flujo descendente. Aplicó un conjunto de COV bajo dos cargas hidráulicas superficiales (CHS) extremas consideradas baja tasa y alta tasa, CHS: 2.09

$\text{m}^3\text{m}^{-2}\text{d}^{-1}$ y $18.71\text{ m}^3\text{m}^{-2}\text{d}^{-1}$, respectivamente. En ambos casos, la COV varió entre 2.05 y $4.88\text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$. El tipo de metabolismo microbiano fue aerobio. La operación del FP se llevó a cabo bajo recirculación del efluente y lodos variando en una razón entre 0 y 1. La temperatura del líquido residual fue variada en 10, 20 y $30\text{ }^{\circ}\text{C}$. El número de etapas del FP varió de una a dos. Seis profundidades del FP fueron probadas: 0.91, 1.21, 1.52, 1.83, 2.13 y 2.43 m. El medio de empaque estuvo constituido por material pétreo. La eficiencia de remoción de la DBO_5 en baja y alta CHS varió entre 30 y 90%; 30 y 80% respectivamente, encontrando que tanto a una CHS baja como alta, el remanente de la DBO_5 disminuyó a medida que la profundidad del filtro aumentó. La remoción de la DBO_5 fue ligeramente más alta en los biofiltros sometidos a baja CHS con respecto a aquellos sometidos a la alta CHS. Las observaciones experimentales de Levine et al. (1936) y Velz (1948) conducen a las siguientes afirmaciones: 1) la biopelícula en el lecho y el desprendimiento de ésta, fueron dependientes de la CHS que fue aplicada a través del lecho, 2) la máxima tasa de remoción orgánica diaria aplicada requirió ser disminuida a medida que la temperatura del líquido residual afluente disminuyó para garantizar la máxima eficiencia de remoción; basado en que a medida que la temperatura desciende en consecuencia la tasa de conversión biológica de la materia orgánica también disminuye, 3) la cantidad de MO que pudo ser absorbida por el FP tuvo un límite; al aplicar cargas orgánicas superiores al límite máximo de aplicación al FP, la transformación de la COV por la vía biológica normal del líquido residual permaneció constante en una extensión limitada de la carga excedente, finalmente seguida de una rápida declinación hasta llegar a eficiencias bajas. Esto implica que cuando se alcanzó la eliminación máxima, cualquier incremento de sobrecarga aplicado, simplemente pasó a través del lecho. 4) El límite de remoción de la MO por recirculación o tratamiento en serie llevado a cabo por un FP de iguales profundidades es la fracción removible total. Si los filtros son de la misma profundidad, entonces el tratamiento en serie de dos etapas, cualquier recirculación en la segunda etapa es equivalente a la recirculación a través de la primera etapa. Cuando se emplean FP profundos de 6 a 8 pies, el tratamiento de recirculación o en serie puede producir pequeñas remociones adicionales de MO en comparación al de un único paso; pero para FP poco profundos (3 pies) hay un incremento sustancial en la remoción que se obtiene. Dado que todas las profundidades están sometidas a un mismo límite de carga orgánica afluente, las decisiones en cuanto a la adopción de la recirculación o el tratamiento en serie se rigen principalmente por consideraciones económicas (Tabla 28) (Maldonado et al., 2020). Desde finales de 1940, los FP fueron fraccionados en múltiples fases separadas como los FAFA-MFS han sido fraccionados en el actual estudio.

Stack (1957) empleó ARD usando la DBO_5 como indicador de contaminación hacia un FP de flujo descendente (Tabla 28 y 29, Figura 42) (Maldonado et al., 2020). Aplicó una COV igual a $5.77 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$: El tipo de metabolismo microbiano fue aerobio. La operación del filtro se llevó a cabo bajo recirculación del efluente y lodos variando en una razón entre 0 y 1. La temperatura del líquido residual fue igual a 28°C . El número de etapas del FP fue única. El número de capas filtrantes dentro de la unidad de reacción fue igual a tres. La profundidad del filtro fue igual a 4.26 m. El medio de empaque estuvo constituido por un material pétreo. La eficiencia de remoción de la DBO_5 en la primera y segunda CHS varió entre 40 y 90%. Stack (1957) reportó los siguientes hallazgos: 1) Si las aguas residuales han sido pasadas a través de un FP hipotético con una profundidad infinita, toda la MO sería eliminada. 2) La MO removible ha podido definirse como aquella (MO que ejerce la DBO_5) que ha podido transferirse desde la solución acuosa al crecimiento biológico por biosorción. Esta concepción teórica de Stack (1957), de la segmentación del FP en franjas unitarias y la estimación de la remoción de la MO en cada estrato dentro de la profundidad total ha sido análoga a la concepción de este estudio en cuanto a la segmentación en fases y la remoción progresiva de la MO en cada fase consecutiva; sin embargo este estudio presenta las fases separadas; en consecuencia el coeficiente de biosorción podría ser el factor que distingue a las teorías de Velz, (1948) y Stack, (1957) (Tabla 46) (Maldonado et al., 2020)..

Schulze (1960) empleó ARD usando la DBO_5 como indicador de contaminación hacia un filtro percolador de flujo descendente (Tabla 28 y 29, Figura 42) (Maldonado et al., 2020). Aplicó en conjunto COV en dos CHS: $5.14 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ d}^{-1}$ y $7.57 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ d}^{-1}$. En la primera CHS, la COV varió entre 0.28 y $2.73 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$: En la segunda CHS, la COV varió entre 2.67 y $6.46 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. El tipo de metabolismo microbiano fue aerobio. La operación del FP se llevó a cabo bajo recirculación del efluente y lodos variando en una razón entre 0 y 3. La temperatura del ARD varió entre 14 y 22.1°C . El número de etapas del FP fue única. El número de capas filtrantes dentro FP fue igual a siete. La profundidad del FP fue igual a 1.8 m. El medio de empaque estuvo constituido por una malla metálica de cobre. La eficiencia de remoción de la DBO_5 en la primera y segunda CHS varió entre 72.10 y 76.6 %; 58.6 y 73.4 %; encontrando que a una mayor CHS la eficiencia de remoción de la DBO_5 disminuyó. Al comparar con FAFA-MFS se encontró que Shulze (1960) incluyó múltiples separadores en franjas continuas con un propósito similar a FAFA-MFS.

Germain (1966) empleó ARD usando la DBO_5 como indicador de contaminación aplicado sobre un FP de flujo descendente (Tablas 28 y 29, Figura 42). El tipo de metabolismo microbiano es aerobio. Aplica una COV variando entre 0.16 y $0.96 \text{ kg m}^3 \text{ d}^{-1}$ (Tabla 46) (Maldonado et al., 2020). La

operación del FP se llevó a cabo bajo recirculación del efluente y lodos variando en una razón entre 1 y 2. El número de etapas del filtro fue igual a dos. La profundidad del FP fue igual a 13 m; siendo cada capa de 6.5 m. El medio de empaque estuvo constituido por un material plástico. La eficiencia de remoción de la DBO_5 varió entre 60 y 90 %; encontrando que la naturaleza del medio de empaque podría estar influyendo sobre la eficiencia de remoción de la MO al comparar entre Schulze, (1960) y Germain (1966) (Tabla 28) (Maldonado et al., 2020). Al hacer comparación con FAFA-MFS se encontró que Germain (1966) incluyó múltiples separadores en franjas continuas y un medio de empaque de PVC con propósitos similares.

Vallenas y Lyberatos (1984) emplearon agua con amonio usando NH_4^+ como indicador de contaminación aplicado sobre un FP de flujo descendente (Tabla 46 y 47, Figura 54) (Maldonado et al., 2020). El tipo de metabolismo microbiano fue aerobio. Aplicaron la COV variando entre 0.3 y 0.5 $\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$. La operación del FP no incluyó recirculación del efluente ni lodos. El número de etapas del filtro fue única. La temperatura del líquido residual se mantuvo en 24°C . La profundidad del filtro fue igual a 1.6 m. El medio de empaque estuvo constituido por un material pétreo a base de grava. La eficiencia de remoción de la DBO_5 varió entre 67.7 y 93.3%; encontrando que la naturaleza irregular del medio de empaque podría estar influyendo sobre la eficiencia de remoción al comparar con Schulze, (1960) y Germain (1966) (Tabla 46 y 47, Figura 54) (Maldonado et al., 2020). En similitud con los FAFA-MFS se encontró que las COV aplicadas al FP fueron bajas para operar este reactor con una etapa única.

Arora y Umphres (1985) suministraron ARM a un biofiltro activado de flujo descendente aplicando COV entre 3.21 y 4 $\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$ (Tabla 28 y 29, Figura 42) (Maldonado et al., 2020). Los lodos fueron suministrados al FP de una etapa, mediante recirculación desde el sedimentador secundario de un reactor de LA; creando condiciones de biomasa suspendida y adherida dentro del FP. La remoción de la MO varió entre 60 y 65% y la eliminación de la MO fue completada por el reactor de LA. Las eficiencias de operación se redujeron significativamente al compararlas con FAFA-MFS, desde medias a bajas para $\text{COV} > 10 \text{ kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$, por lo tanto, el acoplamiento de reactores en combinación con FAFA-MFS es viable desde el límite indicado, el cual es mayor en aproximadamente el doble de aquel para el cual, Arora y Umphres (1985) hicieron acople de LA con FP.

Melcer et al. (1995) emplearon agua con compuestos orgánicos volátiles como indicador de contaminación, aplicado sobre un FP de flujo descendente (Tabla 28) (Maldonado et al., 2020). El tipo de metabolismo microbiano fue aerobio. Aplicaron una COV igual a 10 $\mu\text{g m}^{-3} \text{d}^{-1}$ (Tabla 46 y 47, Figura 54). La operación del filtro se llevó a cabo bajo recirculación del efluente y lodos variando en

una razón entre 0 y 2. El número de etapas del filtro fue única. La temperatura del líquido residual varió entre 16 y 24 °C. La profundidad del FP fue igual a 3.66 m. El medio de empaque estuvo constituido por un material plástico. El área superficial específica fue igual a $138 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$. El TRH fue igual a 8 h. La eficiencia de remoción según el contaminante varió como sigue: Cloroformo: 28.6 - 41.9 %; 1,1,1 Tricloroetano: 40.3 – 59 %; Tolueno: 83.6 -85.2%; Tetracloroetileno: 24.2 - 39.7%; O-Xileno: 68.3 - 69.2%; encontrando que la capacidad de degradabilidad del microorganismo en relación al tipo de compuestos orgánicos volátiles, la razón de recirculación, el área superficial específica del medio de soporte y el TRH tuvieron influencia sobre la remoción (Tabla 28) (Maldonado et al., 2020). Al comparar con la eficiencia de remoción de DQO en los FAFA-MFS, se dieron resultados similares, considerando el alto contenido del ion Cl^{-1} , excediendo hasta en 5 veces el límite de la normativa ambiental debido a su presencia en los LRS del RSG.

Metcalf y Eddy (1996) indicaron que los reactores anaerobios de cultivo fijo incluyen: lecho fijo y flujo expandido (Tabla 46) (Maldonado et al., 2020). El reactor de lecho fijo de flujo descendente estuvo diseñado para tratar el agua residual industrial y recibir COV entre 0.96 y 4.8 $\text{kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ funcionando bajo TRH que variaron entre 24 y 48 h; logrando eficiencias de remoción de la MO entre 75 y 85%. El reactor de lecho expandido de flujo ascendente estuvo diseñado para tratar el agua residual industrial y recibir COV entre 4.8 y 9.6 $\text{kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ funcionando bajo TRH que variaron entre 5 y 10 h; logrando eficiencias de remoción de la MO entre 80 y 85 % (Tabla 46) (Maldonado et al., 2020). Al comparar con los FAFA-MFS, las eficiencias de operación de estos se redujeron significativamente desde medias a bajas para $\text{COV} > 10 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, por lo tanto, el acoplamiento de reactores en combinación con FAFA-MFS ha sido sugerido desde el límite indicado, el cual es aproximadamente igual la COV suministrada por Metcalf y Eddy (1996), incrementando los TRH aproximadamente 3.0 veces mayor que los FAFA-MFS.

Yu et al. (1998) emplearon agua residual de soya como contaminante orgánico en el reactor de lecho fijo de flujo descendente (Tabla 28) (Maldonado et al., 2020). Aplicaron COV entre 2.06 y 4.41 $\text{kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. El tipo de metabolismo microbiano fue anaerobio. La operación del filtro no incluyó recirculación del efluente ni lodos. El número de etapas del filtro ha ido único. La temperatura del líquido residual se mantuvo en 35 °C. La profundidad del filtro fue igual a 1.0 m. El medio de empaque estuvo constituido por un material plástico. El área superficial específica fue igual a $1560 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$. El TRH fue igual a 35 h. La eficiencia de remoción de la DQO resultó igual a 92%; encontrando que la naturaleza del contaminante tuvo influencia sobre la remoción de la DQO; siendo similar en las condiciones experimentales a este estudio. Al comparar con FAFA-MFS, las

eficiencias de operación dieron similares para $COV < 10 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, debido a incrementos de los TRH hasta 2 veces mayor al de los FAFA-MFS.

Wang et al. (2015) empleó agua residual a base amonio usando NH_4^+ como indicador de contaminación en el filtro percolador de flujo descendente (Tabla 28) (Maldonado et al., 2020). El tipo de metabolismo microbiano es aerobio. Aplica una carga másica volumétrica variando entre 1.5 y 3 $\text{m}^3 \text{m}^{-2} \text{d}^{-1}$. La operación del filtro no incluye recirculación del efluente ni de lodos. El número de capas del filtro fue de cuatro. La temperatura del líquido residual se mantuvo entre 15.1 y 27 °C. La profundidad del filtro fue igual a 2.4 m. El medio de empaque estuvo constituido por un material poliuretano. La eficiencia de remoción de la DQO varió entre 97.7 y 99.3 %. La eficiencia de remoción de NH_4^+ varió entre 67.3 y 92.7 %; encontrando que el número de capas del filtro influye sobre la remoción del amonio. Al comparar con FAFA-MFS se encontró que Wang et al. (2015) e) incluyó múltiples separadores en franjas continuas con un propósito similar a FAFA-MFS.

Maldonado et al. (2017) emplearon LRS usando DQO como indicador de contaminación en un reactor de lecho fijo de flujo ascendente (Tabla 28 y 29, Figura 42). El tipo de metabolismo microbiano fue anaerobio (Tabla 28) (Maldonado et al., 2020). Aplicaron COV: 2.25, 3.45 y 4.64 $\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$. Las CHS fueron 1.82 $\text{m}^3 \text{m}^{-2} \text{d}^{-1}$. La operación del filtro no incluye recirculación del efluente ni de lodos. El número de etapas en el filtro varió entre 2 y 3. La temperatura del líquido residual fue fijada en 20, 27 y 34 °C. La profundidad total del filtro fue igual a 1.2 m. El medio de empaque estuvo constituido por un material plástico. El área superficial fue igual a 476.35 $\text{m}^2 \text{m}^{-3}$. El TRH varió entre 16 y 18 h. La eficiencia de remoción de la DQO el DI-FAFS varió entre 27 y 72.86%; mientras que en el TRI-FAFS varió entre 84 y 95%; encontrando que el número de etapas del FAFA-MFS influyeron sobre la remoción de la DQO (Tabla 46) (Maldonado et al., 2020).

De lo reportado en la Tabla 28, se encontró que las condiciones experimentales para el diseño de los reactores anaerobios DI-FAFS y TRI-FAFS de este estudio han resultado aproximadas a aquellas de los FP y reactores anaerobios como sigue (Tabla 28) (Maldonado et al., 2020):

Shulze, (1960) y Yu et al., (1998) (Tablas 28 y 29, Figura 42) suministraron COV como DQO variada similar a las aplicadas a los FAFA-MFS; ambos para el tratamiento de compuestos orgánicos del agua residual expresados como DBO_5 y DQO; respectivamente. Los filtros son considerados poco profundos entre 0.9 y 1.8 m. El medio de soporte del biofiltro es sintético en este estudio de Yu, et al. (1998); de malla metálica en Schulze (1960). De manera general, la eficiencia de remoción de la

materia orgánica se puede atribuir a las características del medio siendo destacable que Schulze incluye 7 capas constituidas a base del medio de soporte metálico para la biopelícula y razón de recirculación del efluente y lodo entre 0 y 3; obteniendo eficiencias entre 58 y 73%; Yu et al., (1998) incorpora una espuma de poliuretano con alta área superficial específica reportada en la Tabla 47 igual a $1560 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$ obteniendo eficiencias del 92%; mientras que en esta investigación se incluyen dos y tres etapas con un área superficial específica de $476.35 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$, obteniendo eficiencias en el DI-FASF entre 27 y 72.86%; mientras que en el TRI-FAFS entre 84 y 95%; lo que podría suponer que los FAFA garantizan una biopelícula con una mejor segregación de los microorganismos a los procesos de tratamiento según la naturaleza del líquido residual remanente de las fases subsecuentes aportando un mejor rendimiento que los filtros percoladores multicapas unifase (Schulze, 1957; 1960) y los filtros percoladores unifase con un material sintético de alta área superficial específica (Yu et al., 1998).

Las fases separadas de los filtros percoladores de medio de soporte sintético y afluente orgánico hasta dos etapas han sido aplicadas por Germain, (1966) (Tabla 28 y 29 Figura 42) coincidente con esta investigación; también se pudiera considerar que fijó una condición hidrodinámica más alta, basada en unidades de reacción de profundidad igual a 6.5 m en cada etapa; incluyendo una razón de recirculación del efluente y lodo entre 1 y 2; así como un rango de COV que varían entre 0.16 y $0.96 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. Germain (1966) demostró que la recirculación no tiene un efecto significativo sobre la remoción de la DBO_5 para filtros de profundidad mayor a 3 ft; y por lo tanto sobre el parámetro de tratabilidad k ; siendo equivalente al esquema planteado por el presente estudio. Al comparar los resultados de los sistemas de tratamiento DI-FAFS y TRI-FAFS correspondientes a rangos de eficiencias de remoción de materia orgánica entre 27 y 72.86%; 84 y 95%; estos sistemas estarían en una capacidad equivalente con sus fases separadas de reemplazar a la línea de recirculación del efluente y lodo hacia la unidad de reacción como al sistema multifase-multicapa ejecutados por Germain (1966).

Wang et al., (2015) Vallenos y Lyberatos; (1984) (Tablas 28 y 29, Figura 42) evaluaron biofiltros constituidos por esponja de poliuretano; obteniendo eficiencias de remoción de NH_4^+ entre 67.3 - 92.7 % y DQO entre 97.7 – 99.3%. El estudio de Wang et al., (2015) incluye cuatro capas; las cuales han dado resultados comparables con el TRI-FASF dado el nivel de remoción de la DQO alcanzado al incluir esta tercera fase estimado en 84-95%; lo que se atribuye a que el número de capas o fases influye significativamente sobre la eficiencia de eliminación de materia orgánica de los filtros biológicos.

Schulze (1960); Melcer et al., (1995); Yu et al; (1998), Wang et al., (2015) han reportado variación en la temperatura del líquido residual dentro del diseño experimental como uno de los factores de control al igual que el presente estudio como sigue: 14.1-22.1 °C; 16-19 °C; 15.1 – 27 °C; 35 °C; 20, 27 y 34 °C; respectivamente. Según Metcalf y Eddy, (1996) en un proceso de digestión anaerobia de residuos orgánicos los intervalos de temperatura óptimos son el mesofílico (30 a 38°C) y el termofílico (49 a 57 °C). De manera general; los resultados encontrados son comparables en cuanto a esta característica del líquido residual a tratar; específicamente para una temperatura de 20°C. Esta temperatura es común para todos los estudios referenciados; por lo que éste es un hecho que influye directamente sobre la constante de tratabilidad que refleja la actividad de los microorganismos como lo establece Van't Hoff Arrhenius; (1884). Así como en un caso extremo es la temperatura máxima aproximada a 35 °C (Metcalf y Eddy, 1996); la cual fue probada únicamente por Yu et al.; (1998) y este estudio; confirmando que existe dependencia de la temperatura de las constantes de la velocidad de la reacción biológica; la cual influye no sólo en las actividades metabólicas de la población microbiana; sino también tiene efectos sobre la velocidad de transferencia de gases como metano (CH₄) y dióxido de carbono (CO₂) ocurridos en un proceso de digestión anaeróbico como refiere Metcalf y Eddy, (1996); de ahí que esta variable sea un factor significativo en las ecuaciones a ser propuestas en este estudio; las cuales son derivadas sobre la base de las relaciones propuestas por Van't Hoff Arrhenius, (1884) y Albertson (1984). Howland (1958) y Lange (1987), los cuales realizaron una inclusión del factor de temperatura como podría ser realizado para los modelos de diseño de DI-FAFS y TRI-FAFS. Schulze (1960) reportó que la aplicación de incrementos de la temperatura del líquido residual hasta de 9.8 °C podrían ser considerados como los causantes de un incremento mayor al 5 % en la eficiencia de remoción de la DBO₅.

De lo expuesto sobre la base de las características experimentales indicadas en el la Tabla 46, el tipo de reactor examinado en este estudio en sus variantes DI-FAFS y TRI-FAFS se encuentra en el rango del manejo de COV típico de un filtro anaeróbico de lecho fijo; sin embargo, al ser de flujo ascendente y bajo condiciones de COV y temperatura del líquido residual en el límite máximo de diseño, guardan similitud con las encontradas experimentalmente en los reactores anaerobios de lecho expandido. Según los hallazgos del crecimiento de los microorganismos en las fases, los FAFA-FMS podrían ser reactores que guardan similitud con un reactor que combina lecho fijo en la primera fase y el lecho expandido en la fase segunda y posterior. De acuerdo con el rango probado de COV y las condiciones de biomasa suspendida y adherida al medio de contacto predominantes en la segunda y

tercera fase se encuentra dentro del rango de parámetros de diseño y operación de un filtro percolador en sus variantes biofiltro activado (filtro de desbaste/lodo activado):

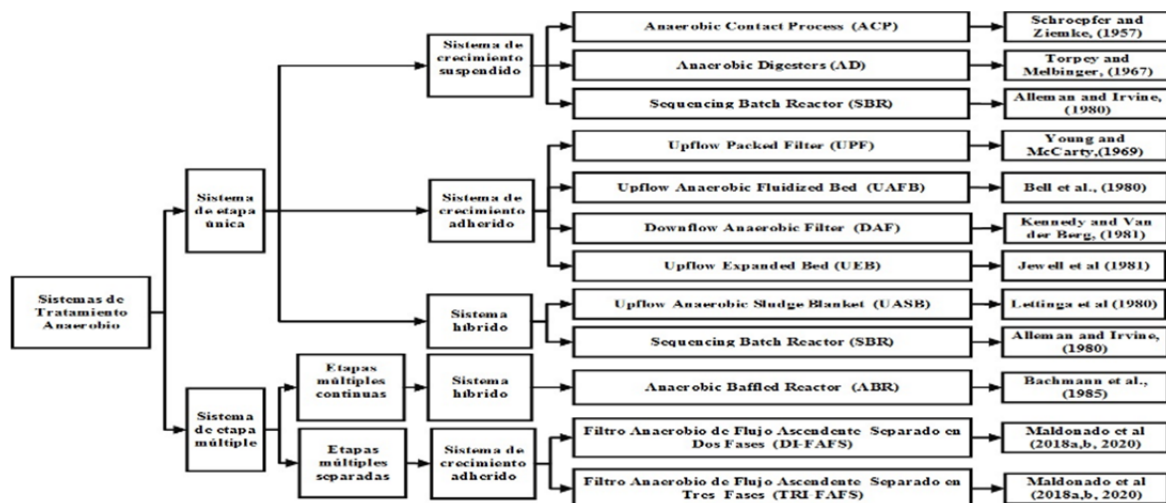
Así mismo, desde el enfoque del fraccionamiento en múltiples fases separadas, en el DI-FAFS se ha encontrado tanto en la primera como en la segunda fase que existe presencia de bacterias no metanogénicas y de metanogénicas (Maldonado et al., 2024a-c). Según Maldonado et al. (2024a-c) realizaron aislamiento de bacterias no metanogénicas y metanogénicas desde muestras de la biopelícula tomadas de F1 y F2 del DI-FAFS mediante la siembra en medio selectivo Barker-Taha (Barker & Taha, 1942; Atlas, 2010) identificando bacilos gram-positivos (*Methanobacterium sp.*).

Otro cultivo se implementó utilizando medio selectivo Stadtman –Barker (Stadtman & Barker, 1951) donde se identificó la presencia de cocos gram-negativos (*Methanococcus sp.*) (Tabla 10A) (Maldonado et al., 2024a-c). Así mismo, Maldonado et al. (2024a-c) reportaron que se llevó a cabo un cultivo adicional para una especie bacteriana no metanogénica, realizando la siembra en un agar selectivo que consistió en Sulfito Polimixina Sulfadiazina (SPS) (Angelotti et al., 1962), en el que se observaron bacilos esporulados gram-positivos constituidos en la mayoría de los *Clostridios* (incluido *Clostridium perfringens*) que redujeron el sulfito a sulfuro, que reaccionó con el citrato de hierro, causando el ennegrecimiento de las colonias, la cual es una característica de este tipo de especie no metanogénica (Tabla 10A).

En cuanto al TRI-FAFS, Maldonado et al. (2024a-c) reportaron la identificación microbiana en las tres fases del filtro (Tabla 10A). En la F1, se tomó una muestra de las colonias y se sembró mediante aislamiento en agar yema de huevo, agar leche y agar EMB, encontrando la presencia de bacterias no metanogénicas en los cultivos aislados en agar yema de huevo (*Klebsiella*, *Pseudomonas*), en agar de leche (*Klebsiella*, *Enterobacterias*, *Serratia*) y en agar EMB (*Bacillus*), respectivamente (Tabla 10A). Para la F2 y la F3 en el TRI-FAFS, la siembra se realizó en agar selectivo para bacterias acetogénicas y metanogénicas, identificando en F2 bacterias no metanogénicas formadoras de ácido (*Acetobacteria*) y F3 bacterias metanogénicas (*Methanobacterium sp.*) (Tabla 10A). Estos hallazgos permiten inferir que el fraccionamiento del reactor TRI-FAFS en tres etapas, marca también una tendencia importante a la prevalencia de especies asociadas a cada una de las etapas en la digestión anaeróbica, como característica esencial en este tipo de reactor novedoso, con una relación de volúmenes óptimos entre fases $F1(10\%V_T)/F2(10\%V_T)/F3(80\%V_T)$. Maldonado et al. (2023a, 2024a-c).

Figura 42

Categorización de los FAFA-MFS en la evolución de los reactores anaeróbicos



Fuente: Márquez, Maldonado et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b

Tabla 28

Características comparativas del diseño experimental para reactores anaeróbicos.

No.	Tipo	Referencia	Reactor	Tipo de sustrato		COV (kg DQO m ⁻³ d ⁻¹)	Tasa de recirculación -B-	Temperatura (°C)	Número de etapas	Profundidad (m)	Tipo de medio de soporte	Tiempo de retención hidráulico (h)	Eficiencia de remoción de DQO (%)
				Orgánico	Compuestos Recalcitrante / Inhibitorio								
1	SGS	Schroepfer y Ziemke, (1957)	ACP	Embalaje Planta		2.1 - 8.2	2:1	25,35	N / A	0,77	N / A	7-15	88-294,2
				Sintético Leche		1,17-5,28	2:1	25,35	N / A	0,77	N / A	7-15	86-99
				Graso Ácido		1,16-3,46	2:1	35	N / A	0,77	N / A	7-15	89-94
				Fibra de madera		1,89-6,40	2:1	35	N / A	0,77	N / A	7-15	53-75
		Freytez et al (2019a, 2019b, 2019c)	SBR	Curtiduría: DQO: 1485 mg/L	Metales pesados: Cromo Haluros metálicos: Cloruros	1.18	N / A	25	Primer Anódico (llenado rápido)	0,5	N / A	30	49-58%
				Curtiduría: DQO 1174 mg/L		0,93	N / A	25	Primer Anódico (lento llenado)	0,5	N / A	30	35-44%
				Curtiduría: DQO 1354 mg/L		1.08	N / A	25	Primer Anódico (Por etapa de llenado)	0,5	N / A	30	42-53%
2	AGS	Young y McCarty, (1969)	UPF	Complejo sintético		0,425-3,40	N / A	25	N / A	1,83	Piedra	4.5 - 72	63-93
		Kennedy y Van der Berg, (1981)	DAF	Químico industria desperdiciar		5.5, 14, 17.9	4:1	10,25,35	N / A	1.4	Arcilla	61,24,18,7	78,81,84%
				Frijol blanquear desperdiciar		4.3, 11.5, 18.4	4:1	10,25,35	N / A	1.4	Arcilla	55.8, 20.8, 13	87,86,88%
				lodo del digestor		29	4:1	35	N / A	1.4	Arcilla	8.7	58%
		Bell y otros, (1980)	UAFB	Suero		13-38	2:1	35	N / A	2,43-3,65	Arena	33.6-117	72-84%
				Suero		15-37	2:1	24	N / A	2,43-3,65	Arena	36-84	65-71%
				Suero		10	2:1	24-35	2	2,43-3,65	Arena	120	94%
				Químico		4-27	2:1	24-35	N / A	2,43-3,66	Arena	14-67	79-93%
				Suave Beber		4-19	2:1	24-35	N / A	2,43-3,66	Arena	7.2-31.2	68-90%
		Jeris (1983)	UAFB	FWP (chips de maíz)		3,5,8,3,16,8,24,1	0.084	35-37	N / A	2,43-3,65	Arena	49,4,21,4,13,5,7,5	86,81,80,75%
		Jewell y otros (1981)	UEB	Primario establecido aguas residuales domésticas		0,65-35	2:1	20	N / A	0,49	partículas de PVC	0,08-3	HSW: 40-85% LSW: 60-99%
				Glucosa		0,30-24	2:1	10-30	N / A	0,49	Óxido de aluminio	0,5-9,5	HSW: 40-85% LSW: 60-99%
		Schraa y Jewell (1984)	UEB	Sacarosa de fuerza media		6.8	2:1	55	N / A	0,6	diatomeas tierra	5.2, 0.5	70-99%
				Sacarosa de alta resistencia		154	2:1	55	N / A	0,6	diatomeas tierra	5.2, 0.5	30-90%
3	SGS-AGS	Lettinga y otros (1980)	UASB	remolacha azucarera savia, sin acidez		4-5	N / A	30	N / A	1.05	Lodo granular : Ca(OH) ₂	48-24	95%
				remolacha azucarera savia, sin acidez		8-10	N / A	30	N / A	0,7	Lodo granular : Ca(OH) ₂	12-24	84-95
				Frijol blanquear		8-10	N / A	30	N / A	0,7	Lodo granular : Ca(OH) ₂	24	90-97
		Freytez et al. (2019a,2019b,2019c)	SBR	Curtiduría: Concentración DQO.: 3129 -4107 mg/L	Metales pesados: Cromo Haluros metálicos: Cloruros	13-16	N / A	25	25% Anaeróbico - 75% Óxico	0,5	Lodo granular : Ca(OH) ₂	6	27-53%
				Curtiduría: Concent. DQO: -4519-5493 mg/L		4,5-5,5	N / A	25	25% Anaeróbico - 75% Óxico	0,5	Lodo granular : Ca(OH) ₂	24	53-69%
4	MFS	Bachmann y otros, (1985)	ABR	Sintético : Nutriente , Sacarosa , NaHCO ₃ , Sales minerales (CaCl ₂ , KCl ₂ , MgSO ₄ . 7H ₂ O), Oligonutrientes (NiCl ₂ , FeCl ₂ , CoCl ₂)	Haluros Metálicos : Cloruros	2.5	2:1	35	5	0,14	Ca(OH) ₂	71	93%
						4.2						48	88%
						8.9						22	81%
						11.4						18	91%
						15.3						12	77%
						20.0						10	75%
						27.3						6.7	68%
						31.8						5.6	55%
						36.2						4.8	60%
		Maldonado et al, (2018a,b, 2019)	UAF	Lixiviado de vertedero 1700 mg/L	Heavy : plomo, cromo, zinc Haluros metálicos: cloruros	2.27	N / A	20, 27, 32	2	1.2	Tubo de PVC d: 6.35 mm	18	31-68%
				Lixiviado de vertedero 2600 mg/L		3.45	N / A	20, 27, 33	2	1.2	Tubo de PVC d:6.35 mm	18	40-72%
				Lixiviado de vertedero 3500 mg/L		4.64	N / A	20, 27, 34	2	1.2	Tubo de PVC d:6.35 mm	18	27-65%
				Lixiviado de vertedero 1700 mg/L		2.27	N / A	20, 27, 35	3	1.2	Tubo de PVC d: 6.35 mm	18	88-95%
				Lixiviado de vertedero 2600 mg/L		3.45	N / A	20, 27, 36	3	1.2	Tubo de PVC d: 6.35 mm	18	84-92%
				Lixiviado de vertedero 3500 mg/L		4.64	N / A	20, 27, 37	3	1.2	Tubo de PVC d:6.35 mm	18	84-91%

Fuente: Márquez, Maldonado et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b

Tabla 29

Condiciones experimentales de filtros percoladores y FAFA-MFS

Investigadores	Tipo de Filtro	Dirección del Flujo	Tipo de Substrato		Proceso Biológico de Tratamiento		COV *Carga Másica Volumétrica (kg/m ³ -d)	Carga Hidráulica Superficial (m ³ /m ² -d)	Recirculación	Temperatura (°C)	Número de Etapas Unid.	Número de Capas Unid.	Profundidad(m)	Medio de Empaque	Área Superficial Específica m ² /m ³	Tiempo de Retención Hidráulico (h)	Eficiencia de Remoción (%)
			Orgánico	Inorgánico	Aerobio	Anaerobio											
Velz, 1948	Percolador	Descendente	Agua Residual Municipal medido como DBO ₅		X		2.05-4.88	2.09-6.29 18.71	0-1	10, 20, 30	1-2		0.91-1.21- 1.52-1.83-2.13- 2.43	Pétreo			30-80%
Stack, 1957	Percolador	Descendente	Agua Residual Municipal medido como DBO ₅		X		5.77		0-1	28	1	3	4.26	Pétreo			40-90%
Schultze, 1960	Percolador	Descendente	Agua Residual Municipal medido como DBO ₅		X		0.28 -0.42	5.14	0 - 3	14.1-22.1	1	7	1.8	Malla Metálica de cobre recubierto con latex			74.60%
							0.42 -0.49										74.60%
							0.50 -1.48										72.50%
							1.49 -1.73										72.10%
							1.77 -1.97										73.00%
							2.01 - 2.73										76.60%
							2.67 - 3.23	7.57	0 - 3	14.1-22.1	1	7	1.8	Malla Metálica de cobre recubierto con latex			73.40%
							3.29 - 3.91										66.50%
							3.91 - 4.41										70.20%
							4.89 - 5.18										58.60%
							5.27 - 6.46										66.00%
Germain, 1966	Percolador	Descendente	Agua Residual Municipal medido como DBO ₅		X		0.16 - 0.96	NR	1-2	NR	2	-	6.5 c/u	Plástico	89		60-90 %
Vayenas y Lyberatos, 1984	Percolador	Descendente		NH ₄ ⁺ (2.69 - 11.0 mg/l)	X		0.3 - 0.5*	NR	0	24	1	-	1.6	Grava	1330		67.57 - 93.3 %
Arora y Umphres, (1985)	Biofiltro Activado	Descendente	Agua Residual Municipal medido como DBO ₅		X		3.21 – 4		1		1						60-65%
Melcer et al, 1995	Percolador	Descendente	Agua residual con COV		X		13 microgramos COV /m ³ - día	NR	0 -2	16-19	1	-	3.66	Plástico	138	8	Cloroformo: 28.6 -41.9% ; 1,1,1 Tricloroetano: 40.3 - 59%; Tolueno: 83.6 - 85,2%; Tetracloroetileno: 24.2 - 39.7%; O-Xileno: 68.3 - 69.2%
Metcalf y Eddy, 1996	Lecho Fijo	Descendente	Agua residual industrial; DQO			X	0.96-4.8		0		1					24-48	75-85%
	Lecho Expandido	Ascendente					4.8-9.6		0-1		1					5-10	80-85%
Yu et al, 1998	Lecho Fijo	Descendente	Agua residual de Soya; DQO			X	2.06 - 4.41	NR	0	35	1	-	1.0	Plástico (Rayon)	1560	35	92%
Wang et al, 2015	Percolador	Descendente		NH ₄ ⁺ (1.5 mg/l) y 30 mg DQO/l	X		NR	1.5 - 3.0	0	15.1 - 27	1	4	2.4	Poliuretano	NR		DQO: 97.7 -99.3 % NH ₄ ⁺ : 67.3 - 92.7 %
Maldonado et al, 2017a	Lecho Fijo	Ascendente	Lixiviado de relleno sanitario medido como DQO			X	2.25, 3.45 y 4.64	1.82	0	20,27 y 34	2 y 3	0	1.20	Plástico	476.35	16-18	DI-FAFS: 27-86% TRI-FAFS: 84-95%

Nota. Fuente: Maldonado et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b

Formulación de los MH y MA para el diseño de los FAFS-MFS

Como una característica esencial en este tipo de reactor novedoso (Maldonado et al., 2024a-c). En esta sección, se han formulado dos tipos de modelos, Modelos Híbridos MH y Modelos Acoplados MA (Figura 43). El MH ha estado constituido hasta de seis estructuras matemáticas independientes propuestas, dentro de las cuales se estiman, la concentración del sustrato en el efluente de los FAFA-MFS (S_e), así como índices que incluyen la fracción remanente de la DQO (S_e/S_i) y las tasas metabólicas para la digestión anaeróbica de la MO contenida en los LRS (tasa de utilización de sustratos, tasa de crecimiento microbiano, tasa de producción de metano), debido a los procesos de transformación bioquímica de sustratos en los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS. Los MH han combinado un enfoque tanto conceptual como empírico, basado en un balance de masas y la obtención de las ecuaciones paramétricas de los componentes incluidos en el balance a partir de los datos experimentales, llevando a cabo la calibración y la validación de los MH propuestos para predecir el comportamiento de los microorganismos en los FAFA-MFS (DI-FAFS y TRI-FAFS).

En cuanto a los MA se componen de una combinación de procesos de transporte y transformación de la MO contenida en los LRS. Se presentan dos estructuras matemáticas señaladas en el Capítulo 3 (Tabla 6) y estructuras matemáticas adicionales que han sido formuladas según los fundamentos teóricos de los MA, que han formado parte de la evolución de los mismos, publicadas durante el trabajo preparativo para la tesis doctoral. Siete MA adicionales han sido formulados para el diseño del reactor DI-FAFS y cinco MA adicionales para el diseño del reactor TRI-FAFS (Maldonado et al., 2023a, 2024b).

Con respecto a los dos MA indicados en el Capítulo 3 (Tabla 6), el MA No. 1 ha sido dinámico-advectivo para predecir la fracción remanente de la DQO (S_e/S_i) debido a los procesos de transporte y transformación bioquímica de sustratos biodegradables soportados por la ecuación de Monod (1942), la ley de Velz (1948) y la ecuación de Stack (1957). El componente No. 1 del MA ha estimado la relación (S_e/S_i) asociada a la ocurrencia de los procesos de transformación, incluyendo extracelulares de los sustratos particulados (hidrólisis) e intracelulares de los sustratos solubles biodegradables y las estimaciones del componente No. 2 (S_e/S_i) vinculadas a los procesos intracelulares de transporte de los sustratos solubles biodegradables ocurriendo en las fases a lo largo del filtro debido a la tasa de biosorción de sustratos biodegradables solubles intracelulares, conocida como el coeficiente de biosorción (f).

El segundo MA ha sido dinámico-difusión molecular para predecir la fracción remanente de la DQO (S_e/S_i) debido a los procesos de transporte y transformación bioquímica de sustratos biodegradables soportados por la ecuación de Monod, la ley de Velz y la ley de Fick. En el MA No. 2, el componente No. 1 del MA predice (S_e/S_i) asociado a la ocurrencia de los procesos de transformación extracelulares de sustratos particulados biodegradables e intracelulares de sustratos solubles biodegradables, mientras que las estimaciones del componente No. 2 (S_e/S_i) vinculadas a los procesos de transporte intracelulares de los sustratos solubles biodegradables, con un medio de transporte explicado por el coeficiente de difusión molecular (D_M) (Figura 42). (Márquez, Maldonado et al., 2021, 2022a-c).

La cinética del crecimiento biológico se ha basado en dos relaciones fundamentales: la tasa de crecimiento de los microorganismos y la tasa de utilización del sustrato (Pavlostathis y Giraldo-Gómez, 1991). Con respecto a la aplicación de los modelos cinéticos para el desempeño en la eliminación de los compuestos orgánicos desde los reactores biológicos, la mayoría de los valores constantes cinéticos dependen de las características del sustrato en el afluente. Para las ARM, el afluente de DQO se ha categorizado en fracciones; fácilmente (soluble) y lentamente (particulado) biodegradable, y soluble y particulado no biodegradables (Ekama et al., 1986).

La utilización de los sustratos biodegradables solubles y en partículas en un entorno anaeróbico de crecimiento biológico unido al medio de soporte, conocido como biopelícula, identificado como el sistema de control, dentro de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS se ha llevado a cabo a partir de la evidencia experimental basada en la *hipótesis del bi-sustrato* procesada por una masa activa de microorganismos, X_A , en un ambiente aeróbico de crecimiento suspendido desarrollado en un reactor de lodo activado por Ekama y Marais, (1976, 1979), Dold et al (1981) (Figura 42).

La utilización del sustrato soluble biodegradable para la síntesis desempeñada por la masa activa de los microorganismos en la biopelícula se ha modelado mediante una relación de tipo Monod formulada por Lawrence y McCarty (1969), que ha vinculado a la concentración del sustrato almacenado con la tasa de crecimiento específica de los organismos activos en la biopelícula de los reactores FAFA-MFS (dX_A / dt) (Ekama y Marais, 1979). La ecuación de Monod se ha obtenido de una relación hiperbólica para la cinética microbiana de los sustratos orgánicos biodegradables obtenidos por Michaelis y Menten (1913). En el modelo de la cinética microbiana, se ha supuesto que la célula está conformada por una parte activa, X_A , y una parte inactiva X_G , que puede extenderse a los componentes dentro de la biopelícula que se muestra en la Figura 42. Las

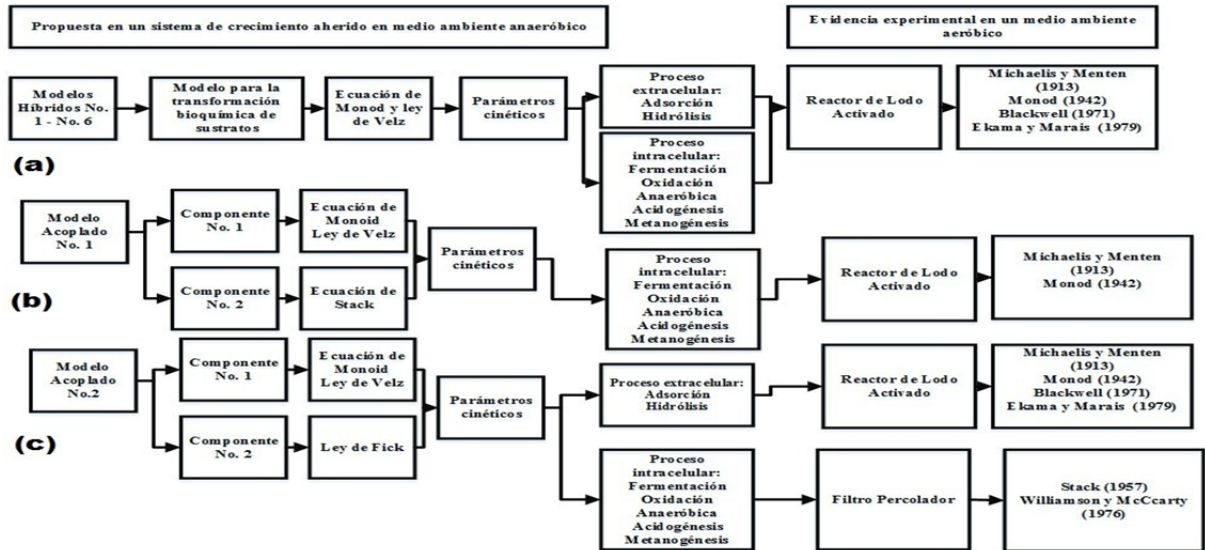
reacciones intracelulares son alimentadas por diferentes sustratos transportados desde el medio de fermentación a través de la membrana celular (Dold et al 1981). Junto con la utilización de los componentes intracelulares, los productos metabólicos que se han formado y son excretados de vuelta al medio a través de los procesos transmembrana (Ekama y Marais, 1979).

Con respecto a la utilización del sustrato particulado biodegradable, éste necesariamente ha debido ir precedido de adsorción y almacenamiento en el organismo, seguido de descomposición enzimática extracelular antes de la transferencia a través de la pared celular. De acuerdo con Dold et al. (1981), la adsorción es un proceso de transferencia de masa. Este proceso se explicó originalmente por una expresión matemática en la que la concentración de sustrato biodegradable en el medio acuoso ha estado influenciada por factores como la velocidad de transferencia del sustrato y la fracción del sustrato que se ha podido almacenar en la masa del organismo activo (Blackwell, 1971) (Figura 44). La formulación de Blackwell (1971) fue modificada por Ekama y Marais (1979) para definir la velocidad de adsorción biodegradable de las partículas dependiendo de la constante de velocidad de adsorción, que cambia con la temperatura determinada por la expresión propuesta por Van't Hoff (1884). En consecuencia, se ha aceptado que toda la DQO biodegradable debe pasar por la fase de adsorción y almacenamiento (Dold et al, 1981).

En los sistemas de crecimiento adheridos a un medio de soporte físico en un entorno aeróbico como el reactor de FP, la cinética de utilización del sustrato por biopelículas se ha comparado con los sistemas de crecimiento suspendidos (Williamson y McCarty, 1976) (Figura 42). Conceptualmente, la eliminación del sustrato de un medio acuoso ha requerido la difusión de todos los reactivos metabólicos en la biopelícula, el metabolismo por parte de los organismos y la difusión de los productos metabólicos a través de la biopelícula y en el medio acuoso. En el modelo propuesto por Williamson y McCarty (1976), la transferencia de masa del sustrato dentro de la biopelícula por unidad de área fue descrita por la ley de Fick, donde la tasa de utilización del sustrato se asumió a partir de la ecuación de Monod (Márquez, Maldonado et al. 2021, 2022a-c).

Figura 43

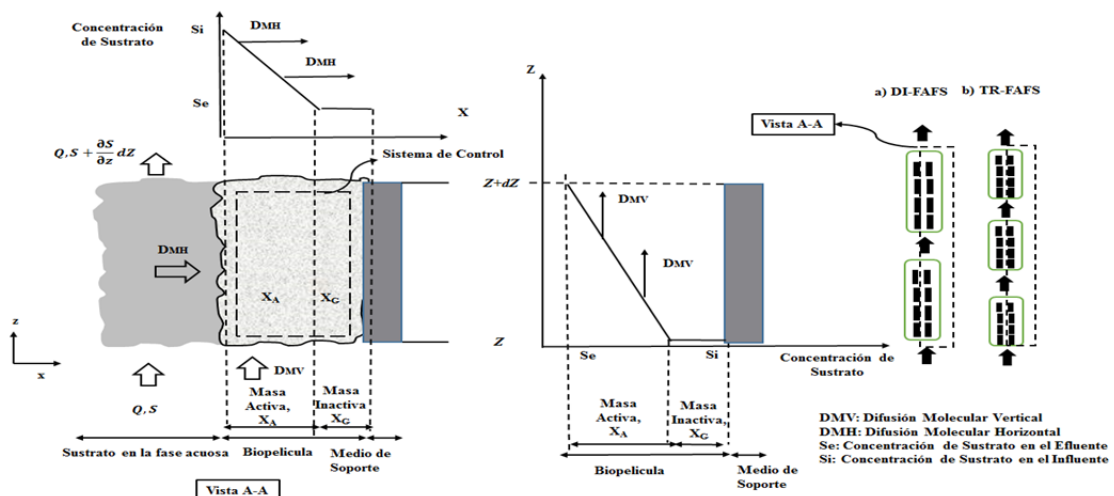
Esquema de los parámetros cinéticos de MH y MA asociados al proceso anaeróbico de los LRS en subprocesos intra y extracelulares en los FAFA-MFS.



Nota: a) MH No. 1 al 6, b) MA No. 1, c) MA No. 2. Fuente: Márquez, Maldonado et al. (2021) y Maldonado et al. (2022b-c).

Figura 44

Procesos de transporte y transformación de MO en la interfaz LRS -biopelícula en los FAFA-MFS: a) DI-FAFS, b) TRI-FAFS.

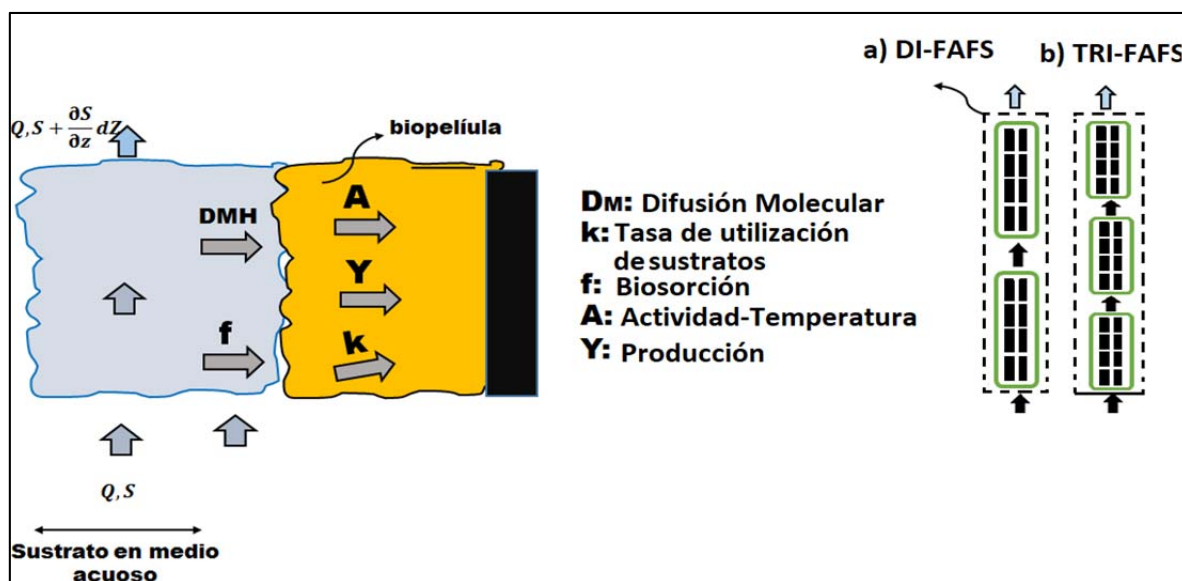


Nota. Fuente: Márquez, Maldonado et al. (2021) y Maldonado et al. (2022b-c)

En la Figura 45 se muestran los coeficientes cinéticos que han formado parte de los MH y MA para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, donde la biosorción (f) y el coeficiente de difusión molecular (DM) son de predominante interés por la transferencia de masa en la interfaz sustrato-biopelícula. Los coeficientes f y DM han de tener influencia en los subsecuentes procesos extracelulares tales como la hidrólisis de complejos dentro de la digestión anaeróbica. La principal incidencia de los coeficientes de transformación de sustratos se ha llevado a cabo en la biopelícula de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, explicando la influencia de la temperatura representada por el coeficiente actividad-temperatura (A) sobre el desempeño del metabolismo microbiano en la digestión anaeróbica de la MO. Adicionalmente las tasas k y Y han significado procesos intracelulares de utilización de sustratos por los microorganismos y la producción de biomasa por unidad de sustrato removido como MO de los FAFA-MFS, respectivamente.

Figura 45

Coefficientes cinéticos de metabolismo microbiano en el transporte y transformación de MO en la interfaz LRS-biopelícula en los FAFA-MFS: a) DI-FAFS, b) TRI-FAFS.



Formulación de los MH para el diseño de los FAFA-MFS

Los MH para la transformación bioquímica de los sustratos biodegradables en los FAFA-MFS, se basaron en la ecuación de Monod y la ley de Velz vinculada a los procesos extracelulares e

intracelulares. La expresión matemática, en la que se han incorporado la ecuación de Monod y la ley de Velz, se ha deducido en una condición de estado estacionario. La tasa de utilización del sustrato por la biopelícula se obtuvo a lo largo de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.

El parámetro cinético de las ecuaciones propuestas en los MH se corrigió introduciendo factores experimentales probados en el entorno aeróbico de un reactor de LA por Blackwell (1971), Ekama y Marais (1979), representado por la temperatura del medio acuoso y la relación de profundidades en cada etapa separada de los FP propuestos por Shulze (1957, 1960) y Germain (1966). En los MH, la dependencia de la temperatura del medio acuoso de los parámetros cinéticos se debió a la influencia en la transferencia de masa de los sustratos biodegradables solubles y particulados expresados como DQO de la fase líquida a la fase de adsorción y almacenamiento en los organismos de la biopelícula (Blackwell, 1971; Ekama y Marais, 1979; Dold et al., 1981). El factor de corrección de la temperatura para el parámetro cinético se obtuvo de la expresión matemática de Van't Hoff (1884). Además, Shulze (1957, 1960) y Germain (1966) demostraron que ha sido necesario hacer correcciones al parámetro cinético observado para una profundidad determinada en el diseño del FP de múltiples etapas.

El balance de masas correspondiente a los compuestos orgánicos solubles contenidos en el volumen del líquido dentro de un filtro de FAFA-MFS ha podido ser definido por la Ecuación 93 (Metcalf y Eddy, 1991, 2003; Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a-c) como:

$$\begin{aligned} \text{Velocidad de acumulación de sustrato} &= \text{Cantidad de entrada de sustrato} \\ &\quad - \text{Cantidad de salida del sustrato} \\ &\quad + \text{Utilización del sustrato} \end{aligned} \quad (93)$$

El balance de masa correspondiente a la MO contenida en el volumen líquido dentro del FAFA-MFS ha podido ser expresada mediante la Ecuación 94 y observado desde la Figura 43 (Metcalf y Eddy, 1991, 2003; Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a-c):

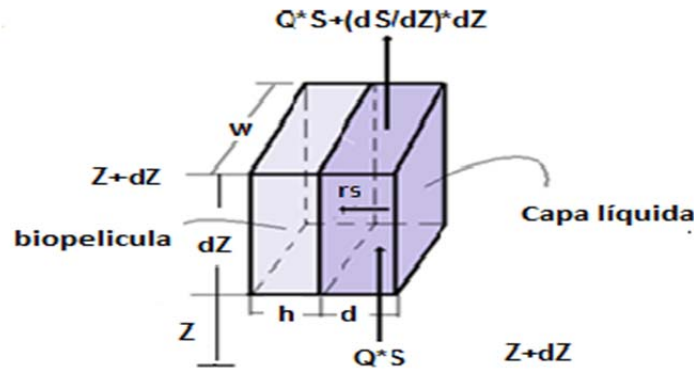
$$\frac{\partial \bar{S}}{\partial t} dV = QS - Q \left(S + \frac{\partial S}{\partial Z} dZ \right) + dVr_s \quad (94)$$

Donde; $(\partial \bar{S} / \partial t) dV$: tasa de acumulación del sustrato con el tiempo dentro de los límites del sistema, Q : relación volumétrica, $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$, QS : cantidad de sustrato que entra al elemento volumétrico, $Q \left(S + \frac{\partial S}{\partial Z} dZ \right)$: cantidad de sustrato que sale del elemento de volumen, dVr_s : tasa de flujo de

compuestos orgánicos hacia el interior de la capa biológica $m\ d^{-1}$; dVr_s : flujo del sustrato desde el volumen elemental hacia el interior de la película biológica de w : ancho de sección, m, y Z : profundidad del filtro, m (Figura 46) (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a-c).

Figura 46

Esquema para el análisis de procesos de un filtro de flujo ascendente.



Fuente: Márquez, Maldonado et al. (2021); Maldonado et al. (2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a-c)

Suponiendo CEE $\partial \bar{S} / \partial t = 0$, la Ecuación 94 se ha simplificado hasta llegar a la Ecuación 95 (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b):

$$Q \frac{\partial \bar{S}}{\partial Z} dZ = dVr_s \quad (95)$$

Atkinson et al. (1974) han adaptado la ecuación de Monod (Monod, 1949) generada bajo condiciones experimentales, demostrando que, si el sustrato o los nutrientes para el crecimiento de los microorganismos han estado presentes en cantidades limitadas y que una vez que el sustrato ha sido agotado, el crecimiento se detendrá. Este modelo adaptado para los FAFA-MFS ha descrito que la tasa del flujo de compuestos orgánicos hacia la película biológica se ha correspondido con la Ecuación 96 (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b):

$$r_s = - \frac{E \cdot h \cdot k_0 \cdot \bar{S}}{K_m + \bar{S}} \quad (96)$$

Dónde: r_s = tasa de flujo de compuestos orgánicos hacia la capa biológica, $m.día^{-1}$; E = factor de eficiencia ($0 \leq E \leq 1$); h : espesor de la película biológica m; k_0 : constante de velocidad

máxima; d^{-1} ; $\bar{S}$: concentración media del sustrato expresada como $DBO_{5,20}$ o DQO en un volumen elemental dentro de una masa líquida, $mg\ L^{-1}$; K_m constante de velocidad media; $\bar{S}$ concentración del sustrato a la mitad de la tasa de crecimiento máxima, $mg\ L^{-1}$. Debido a que el factor de efectividad E es aproximadamente proporcional a la concentración de la $DBO_{afuente}$, la Ecuación 96 puede reescribirse como la Ecuación 97 (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b):

$$r_s = -\frac{f \cdot h \cdot k_0 \cdot \bar{S}^2}{(K_m + \bar{S})} \quad (97)$$

Dónde: f : factor de proporcionalidad, h : espesor de la capa biológica, m ; k_0 : tasa máxima de reacción, $1\ día^{-1}$; $\bar{S}$: concentración media de sustrato expresado como DBO_5 ó DQO en $mg\ L^{-1}$, K_m : constante de velocidad mitad, $\bar{S}$ concentración de sustrato a la mitad de la máxima tasa de crecimiento específico, $mg\ L^{-1}$ (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b):

Sustituyendo la Ecuación 96 en la Ecuación 94; se obtiene la Ecuación 98 (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b):

$$\frac{dV}{dz} = -f \cdot k_0 \cdot h \cdot w \cdot \frac{\bar{S}^2}{K_m + \bar{S}} \quad (98)$$

Dónde dV : ha sido la diferencia de volumen de líquido del espesor unitario de la capa biológica y líquida dentro de los límites del sistema expresados como $dV = 1.0 \cdot w \cdot dz$ y asumiendo que el valor de la constante K_m ha sido pequeño en relación con la DBO del sustrato ($K_m \approx 0$) pudiéndose obtener la Ecuación 99 (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b):

$$\frac{dS}{dz} = -\frac{f \cdot h \cdot k_0 \cdot w \cdot \bar{S}}{Q} \quad (99)$$

Integrando entre los límites S_e y S_i ; 0 y D , se ha obtenido la Ecuación 100, representando a la ley de Velz (1948), indicando que la tasa de extracción de un compuesto orgánico por intervalo de profundidad de un lecho biológico ha sido proporcional a la concentración remanente del compuesto orgánico, medida en términos de su capacidad de remoción (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b):

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[- (f \cdot h \cdot k_0) \frac{w \cdot D}{Q} \right] \quad (100)$$

Dónde: S_i = concentración en el afluente mezclado del agua residual a tratar, mg L^{-1} después de mezclar el agua residual a tratar, mg L^{-1} y S_e = concentración en el efluente, mg L^{-1} .

La Ecuación 101 ha sido equivalente a la cinética de reacción de un sustrato orgánico (DBO), formulada de acuerdo a una derivada de primer orden, propuesta por Phelps 1944) (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b):

$$\frac{dL_t}{dt} = -K \cdot L_t \quad (101)$$

Donde L_t ha sido la cantidad de sustrato orgánico de la primera fase que ha quedado remanente en el agua en el tiempo t (d), y k ha sido la constante de reacción (d^{-1}) (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b):

Según Germain (1966), en cualquier sistema biológico, la tasa de eliminación de DBO del sustrato ha sido proporcional a la cantidad remanente S_e/S_i . La integración de la Ecuación 101 entre S_e y S_i , $t = 0$ y t ; ha resultado en la Ecuación 102 (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b):

$$\frac{S_e}{S_i} = e^{-K \cdot t} \quad (102)$$

Combinando la Ecuación 100 con la Ecuación 102, el parámetro k puede ser explicado en términos de f , h y k_0 (Ecuación 103); de la misma manera, t es igual a wDQ^{-1} (Ecuación 104); transformando una expresión matemática dependiente de los principios de la cinética por medio de una relación geométrica asociada a la profundidad del filtro (D), tal como ha sido propuesto por Schulze, (1957) y Howland (1958) (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b):

$$K = f \cdot h \cdot k_0 \quad (103)$$

$$t = 1.0 \cdot w \cdot D / Q \quad (104)$$

En el proceso del filtro biológico, el tiempo de contacto entre el líquido residual y la masa biológica es directamente proporcional a la profundidad del filtro e inversamente proporcional a una función de la tasa de dosificación hidráulica. Schulze (1957) y Howland, (1958) han expresado esta relación

temporal mediante la Ecuación 105 (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b):

$$t = C \cdot D/Q^n \quad (105)$$

Donde C es una constante, Q la tasa de la carga hidráulica ($m^3 s^{-1} m^{-2}$) y n un exponente.

Basadas en Howland (1958) y Schulze (1957), las Ecuaciones 103 y 105 se han modificado para incorporar la concentración de sustrato en la entrada S_i y expresar el flujo de aguas residuales (Q) en términos de la COV. La COV se ha propuesto como una variable que influye en la descripción de la cinética general de los reactores biológicos (Kincannon y Stover, 1982), ya que se ha probado experimentalmente para los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS; dando como resultado la Ecuación 106 (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b):

$$kt = f \cdot h \cdot k_0 \cdot S_i \cdot COV^{-n} \quad (106)$$

$$Si \quad k = f \cdot h \cdot k_0 \cdot S_i \quad \rightarrow \quad k_t = k \cdot COV^{-n}$$

$$\text{Además: } COV = Q \cdot S_i / V = Q \cdot S_i / (1.0 \cdot w \cdot D)$$

$$COV^{-1} = (1.0 \cdot w \cdot D) / (Q \cdot S_i) = [(1.0 \cdot w \cdot D) / Q] \cdot (1/S_i);$$

$$Q = V/t \text{ siendo } t = V/Q; \quad t = (1.0 \cdot w \cdot D) / Q$$

Se han modificado las Ecuaciones 103 y 104 para incorporar la concentración del sustrato de entrada S_i y expresar el caudal de aguas residuales (Q) en términos de la COV como lo han propuesto Kincannon y Stover (1982); Yu et al. (1998); considerado en este estudio como una variable que ha afectado a la descripción de la cinética general de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS; dando como resultado las Ecuaciones 106 y 107 (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al, 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b):

El tiempo de contacto es definido como t_c que entra en contado líquido residual LRS en el interfaz líquido – biopelícula, por unidad de concentración S_i del sustrato en el afluente a los reactores FAFA-MFS, expresado mediante la Ecuación 107.

$$t_c = (1.0 \cdot w \cdot D) / Q \cdot S_i = COV^{-n} \quad (107)$$

donde n = constante característica del medio de soporte.

La Ecuación 102 se ha modificado y se han reemplazado las Ecuaciones 105 y 106 en el factor k y t para crear las expresiones matemáticas empíricas para reactores DI-FAFS y TRI-FAFS (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b).

Las formulaciones presentadas para la evaluación de los modelos propuestos han incluido la constante k (coeficiente cinético), la temperatura T (°C) como variable independiente según lo propuesto por Van't Hoff – Arrhenius [$K_T = K_{20} \cdot \theta^{(T-20)}$] y la relación de profundidades según lo propuesto por Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022a-c) y Albertson y Davies (1984): (D_1/D_2) en los reactores DI-FAFS y (D_1/D_2), (D_1/D_2), (D_2/D_3) en los TRI-FAFS, la COV en $\text{kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$, tiempo de retención de hidráulica (TRH) en días, y el área superficial específica para un medio de soporte plástico (S_{a1}) en m^2 para los DI-FAFS y (S_{a2}) en m^2 para los TRI-FAFS (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b).

Lo anterior ha permitido generar MH para FAFA-MFS, que guardan relación en lo teórico con lo antes expuesto y también con lo formulado por Schulze (1957, 1960), Eckenfelder (1963) y Germain (1966) para FP (aerobios) con medios filtrantes de material plástico mediante la ecuación [$Se/Si = e^{(-K \cdot Sa^m \cdot D \cdot (Qv)^{-n})}$] antes presentada (Ecuación 24) demostrando una estructura similar con la propuesta de MH para los FAFA-MFS (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b).

Las alternativas de propuestas de los modelos para los reactores FAFA-MFS han sido expresadas mediante diversas **ecuaciones con números precedidos por la letra M** y son los que se proponen a continuación (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b):

Modelo Híbrido No. 1. El MH No. 1 para el diseño de los reactores FAFA-MFS está constituido por una combinación de la ecuación 102 y la Ecuación 107, donde el factor K ha quedado definido por la expresión propuesta por la Ecuación 30 formulada por Albertson y Davis (1984) quedando expresada como la Ecuación 108:

$$K = -k \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \quad \text{Ecuación 30 (Albertson y Davis, 1984)} \quad (108)$$

Reemplazado el valor de K en la Ecuación 102 y considerando t como la Ecuación 107, se obtiene el MH No. 1, quedando expresado mediante las Ecuaciones 109 y 110 para los FAFA-MFS (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b):

Para el diseño del reactor DI-FAFS se ha generado el MH No. 1 representado por la Ecuación M109 (Tabla 6, Figura 12) (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b):

$$\frac{s_e}{s_i} = \exp \left[-k \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (\text{cov})^{-n} \right] \quad \text{M(109)}$$

En similitud con el modelo anterior, para el diseño del reactor TRI-FAFS se ha generado el MH No. 1 representado por la Ecuación M110 (Tabla 6, Figura 12) (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b):

$$\frac{s_e}{s_i} = \exp \left[-k \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (\text{cov})^{-n} \right] \quad \text{M(110)}$$

Modelo Híbrido No. 2. En el MH No. 2, para el diseño de los reactores FAFA-MFS, el factor de corrección K ha incorporado los factores de corrección basados en la relación de profundidad de las fases de los FAFA-MFS $(D_1/D_2)^x$ propuesta originalmente para filtros multietapas de Albertson y Davis (1984) y un factor basado en el coeficiente actividad-temperatura obtenido desde una expresión modificada de la ecuación de Van't Hoff (1884), resultando la Ecuación 111 (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b):

$$K = -k(A)^T \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \quad (111)$$

Incluyendo T según las expresiones de Van't Hoff (1884) y Albertson y Davis (1984) se obtiene la Ecuación 112 (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b):

$$K = kA^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \quad (112)$$

El MH No. 2 para el diseño de los reactores FAFA-MFS es una modificación del MH No. 1 para incorporar el coeficiente cinético actividad – temperatura. Así mismo, el MH No. 2 ha sido generado reemplazado el valor de K representado por las Ecuaciones 111 y 112 en la Ecuación 102,

obteniendo las Ecuaciones M113 a M116 para los FAFA-MFS (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b).

Para el diseño del reactor DI-FAFS se ha generado el MH No. 2 representado por las Ecuaciones M113 - M114 (Tabla 6, Figura 12) (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b; Márquez, Maldonado et al., 2021).

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k(A)^T \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (COV)^{-n} \right] \quad M(113)$$

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (COV)^{-n} \right] \quad M(114)$$

En similitud con el modelo anterior, para el diseño del reactor TRI-FAFS se ha generado el MH No.2 representado por las Ecuaciones M115 - M116 (Tabla 6, Figura 12) (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023a,b, 2024a,b; Márquez, Maldonado et al., 2021).

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k(A)^T \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (COV)^{-n} \right] \quad M(115)$$

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (COV)^{-n} \right] \quad M(116)$$

Modelo Híbrido No. 3. En el MH No. 3 para el diseño de los reactores FAFA-MFS, el factor de corrección K ha incluido el área superficial específica S_a sugerida en la ecuación propuesta por Eckenfelder (1963) con las expresiones generadas por Albertson y Davis (1984), así como Van't Hoff (1884) para producir la Ecuación 117 (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b):

$$K = k_{ep}(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (S_{a1})^m (S_{a2})^p \quad (117)$$

Para el diseño de los reactores DI-FAFS se ha generado el MH No. 3 representado por las Ecuación M118, (Tabla 6, Figura 12) (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, , 2022a-c, 2023b).

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (S_{a1})^m (S_{a2})^p (COV)^{-n} \right] \quad M(118)$$

De igual manera, para el diseño del reactor TRI-FAFS se ha generado el MH No. 3 representado por las Ecuaciones M119 - M120 y M121 (Tabla 6, Figura 12) (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b):

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (S_{a1})^m (S_{a2})^p (COV)^{-n} \right] \quad M(119)$$

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k(A)^T \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (S_{a1})^m (S_{a2})^p (COV)^{-n} \right] \quad M(120)$$

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (S_{a1})^m (S_{a2})^p (COV)^{-n} \right] \quad M(121)$$

Los MH No. 1 a MH No. 3 para el diseño de los reactores FAFA-MFS se utilizan para estimar la variable dependiente expresada como S_e , DQO en el efluente del filtro de flujo ascendente separado en dos y tres fases en mg L^{-1} . Las variables independientes en las ecuaciones son (Maldonado et al, 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b): S_i : DQO total en el flujo de entrada al filtro en mg L^{-1} ; relación D_1/D_2 la profundidad del filtro en la primera etapa, D_2 la profundidad del filtro en la segunda fase en m, en la relación D_2/D_3 ; D_3 la profundidad del filtro en la tercera fase en m, COV: carga orgánica volumétrica en $\text{kg m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$; 5) T: temperatura del líquido residual en la entrada en $^{\circ}\text{C}$ y k coeficiente de los procesos extracelulares e intracelulares (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b).

Modelo Híbrido No. 4. El MH No.4 para el diseño de los reactores FAFA-MFS está basado en la modelación del desempeño del FP realizada por Stack (1957), quien llevó a cabo un desarrollo teórico formulado a partir de la consideración de que la degradación sucesiva del sustrato ha ocurrido en una profundidad unitaria del filtro biológico (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b). Esta degradación sucesiva de la MO biodegradable ha conducido a una aproximación en serie, donde la cantidad no retirada de la DBO_5 ha dependido de la expresión principal en la serie consistente en $1 - f$, donde f ha sido definido el coeficiente de biosorción en el rango de profundidad unitario del filtro biológico, estimado como el remanente del complemento de DBO obtenido a partir de la ecuación de Velz (1948) (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b).

En este estudio se ha considerado que la carga de compuestos orgánicos removibles ha sido lo suficientemente grande como para saturar la totalidad de la profundidad del filtro en cada fase de los reactores FAFA-MFS (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b). En ese sentido, se ha tomado la parte de la estructura matemática del modelo Stack vinculada a la parte saturada de la

profundidad; lo que ha representado la eliminación de una cantidad de compuestos orgánicos expresada a través de la DQO igual al producto XfS . Esta estructura se ha obtenido de la expresión general propuesta por Stack (1957), ya presentada (Ecuación 15), cuyos parámetros se definieron anteriormente, que expresa teóricamente el funcionamiento del FP operado sin recirculación (Ecuación 122) (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b):

$$R = X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)[1 + (1 - f) + (1 - f)^2 + (1 - f)^3 \dots + (1 - f)^{D-X-1}] \quad (122)$$

Basándose en los FAFA-MFS probados en este estudio, que han sido operados en una condición completamente saturada por los LRS, la expresión matemática que ha representado al MH No. 4 ha sido extraída de la serie reducida a la Ecuación M123 para representar al MH No. 4 para los reactores FAFA-MFS (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b).

$$R = \frac{S_e}{S_i} = [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)] \quad M(123)$$

Modelo Híbrido No. 5. El MH No. 5 para el diseño de los reactores FAFA-MFS ha representado las tasas metabólicas de la digestión anaeróbica por los microorganismos en la biopelícula, incluyendo la tasa de utilización de sustratos, la tasa de crecimiento microbiano y la tasa de producción de metano (Maldonado et al., 2024a-c).

Modelo de la tasa de utilización del sustrato. En cuanto a la tasa de utilización de sustratos (SUR: substrate utilization rate, por sus siglas en inglés) en condiciones anaeróbicas propuesto en el presente estudio para explicar el desempeño de los reactores FAFA-MFS (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2024a-c), ha permitido obtener los parámetros cinéticos del proceso intracelular para la transformación de los sustratos biodegradables fácilmente asimilable (soluble), cuya masa se transfiere a través de la pared celular, siendo utilizada a una velocidad muy rápida (Dold et al., 1981). Estos compuestos solubles relativamente simples han sido fermentados u oxidados anaeróbicamente a ácidos grasos de cadena corta, alcoholes, dióxido de carbono, hidrógeno y amoníaco (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2024a-c). Los ácidos grasos de cadena corta (distintos del acetato) han sido convertidos en acetato, gas hidrógeno y dióxido de carbono. Por último, la metanogénesis ha ocurrido a partir de la reducción del dióxido de carbono por hidrógeno y a partir del acetato (Pavlostathis y Giraldo-Gomez, 1991).

El modelo SUR ha sido un componente del balance de masa del sustrato que ha correspondido a la masa orgánica biodegradable en el volumen de reactores de biomasa suspendida

y fija, donde el sustrato ha consistido en un LRS compuesto por constituyentes altamente solubles (95 %), una relación DBO/DQO que ha variado de 0.34 a 0.7, y trazas de metales pesados y haluros metálicos. La alimentación del sustrato a los reactores de biomasa suspendida y fija ha sido una combinación de compuestos orgánicos solubles altamente biodegradables con trazas de sustancias biorrefractarias (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2024a-c).

La SUR ha podido ser expresada mediante la siguiente ecuación general 124 (Metcalf y Eddy, 1991):

$$\frac{dS}{dt}V_r = Q \cdot S_i - Q \cdot S_e + V_r \cdot r_s \quad (124)$$

Donde V_r es el volumen del reactor, Q la descarga, S_i la concentración de sustrato en el afluente, S_e la concentración de sustrato en el efluente, r_s la tasa de utilización del sustrato (SUR) por los microorganismos en la masa activa, X_A (Figuras 42 y 43). SUR ha sido definida a partir de la ecuación de Monod (Monod, 1949) como la cantidad de nueva masa celular producida y los productos orgánicos e inorgánicos finales obtenidos a partir de la oxidación para un sustrato dado (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2024a-c) (Ecuación 41 y 125), cuyos parámetros se definieron anteriormente:

$$r_s = -\frac{\mu_m \cdot X \cdot S_e}{Y (K_s + S_e)} \quad (125)$$

Donde el término $\frac{\mu_m}{Y}$ ha sido reemplazado por k , definido como la tasa máxima de utilización del sustrato por unidad de masa de microorganismos (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2024a-c):

$$k = \frac{\mu_m}{Y} \quad (126)$$

En este estudio, la SUR por microorganismos se estima utilizando una ecuación modificada de la Ecuación de Monod (Ecuación 125) que se ha expresado de la siguiente manera para representar al MH No. 5 para los reactores FAFA-MFS (Freytez et al., 2019c, 2024; Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2024a-c):

$$r_s = \frac{dS}{dt} = -r_{m,S} \frac{S_e}{(S_e + K_s)} \quad M(127)$$

Donde $r_{(m,S)}$ es un coeficiente que ha representado la tasa máxima de utilización de S_e , (masa volumen⁻¹ tiempo⁻¹), obtenida de la Ecuación 41 y 125, y expresada de la siguiente manera (Freytez et al., 2019c, 2024; Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2024a-c):

$$r_{m,S} = \frac{\mu_m \cdot X}{Y} \quad (128)$$

Freytez et al. (2019c, 2024) encontraron que la tasa máxima de utilización del sustrato, $r_{m,S}$ en el SBR operando en tres secuencias diferentes: a) óxica, b) anaeróbica-óxica, c) anóxica-óxica-anóxica disminuyó significativamente al compararse con el proceso aeróbico puro y el proceso anaeróbico-oxico en una proporción de 1:2, así como entre el proceso óxico y el proceso anóxico-oxico-anóxico (1: 10³).

Modelo de la tasa de utilización del sustrato considerando los efectos de la temperatura.

El MH No. 5 también ha involucrado la dependencia de la temperatura de las constantes de la velocidad de reacción biológica, siendo muy importante para evaluar la eficiencia global de un proceso de tratamiento biológico (Crites, Tchobanoglous, et al., 2000). La temperatura no solo ha influido en la actividad metabólica de la población microbiana, sino que también ha tenido un profundo efecto en las tasas de transferencia de gases y las características de sedimentación de los sólidos biológicos (Metcalf y Eddy, 1991, 2003). El efecto de la temperatura en la velocidad de reacción de un proceso biológico ha podido ser expresado a través de una ecuación aproximada a la generada por Van't Hoff (1884) (Maldonado et al., 2024a-c):

$$r_T = r_{20} A^{T-20} \quad (129)$$

Los valores de A de los procesos biológicos varían entre 1,02 y 1,09. Con base en la Ecuación 129, la Ecuación 127 se ha expresado representando al MH No. 5 para los reactores FAFA-MFS como lo indica la Ecuación M130 (Maldonado et al., 2024a-c):

$$r_s = \frac{dS}{dt} = -r_{m,S} A^{T-20} \frac{S_e}{(S_e + K_s)} \quad M(130)$$

Crecimiento Microbiano con Sustrato Limitado para Reactores FAFA-MFS, tratando LRS. En cultivos alimentados de forma continua, si uno de los requerimientos esenciales para el crecimiento (sustrato o nutrientes) está presente en cantidades limitadas, será el primero en agotarse y el crecimiento cesará. Experimentalmente se ha podido determinar que el efecto de tener cantidades limitadas de sustrato o nutrientes se puede definir adecuadamente mediante la siguiente

expresión desarrollada por Monod (Metcalf y Eddy, 1991, 2003): y expresada según su analogía con la Ecuación 127, como la Ecuación 127a, (Maldonado et al., 2024a):

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S} \quad (127a)$$

Donde μ es la tasa de crecimiento específica (tiempo⁻¹), μ_m es la tasa máxima de crecimiento específico (tiempo⁻¹), S es la concentración de sustrato limitante del crecimiento (masa/volumen unitario), K_s es la constante de velocidad media, concentración de sustrato a la mitad de la tasa máxima de crecimiento (masa/volumen unitario). Para evaluar el efecto de la temperatura en el crecimiento microbiano, la ecuación 8 se puede modificar a la Ecuación 127a, y formular una ecuación análoga a la Ecuación 130a, denominada como la Ecuación 130a, (Maldonado et al., 2024a):

$$\mu = \mu_m A^{T-20} \frac{S}{K_s + S} \quad (130a)$$

Crecimiento celular, utilización del sustrato y producción de metano para reactores FAFA-MFS tratando LRS. En los sistemas de cultivo anaeróbico de alimentación continua, una parte del sustrato se transforma en nuevas células y otra parte se convierte a través del proceso de digestión anaeróbica, dando lugar a productos finales orgánicos e inorgánicos (por ejemplo, CO₂, CH₄). Dado que se ha observado que el número de nuevas células producidas es el mismo para un determinado sustrato, se han desarrollado las siguientes relaciones entre la tasa de utilización del sustrato (r_s) y la tasa (r_g) de crecimiento microbiano, o tasa de producción de metano (r_{CH_4}), y se han expresado como las Ecuaciones 127b-c y 130b-c (Metcalf y Eddy, 1991, 2003), cuyo contenido está disponible en Maldonado et al. (2024a):

$$r_{CH_4} = r_{CH_4m} \frac{S}{K_s + S} \quad (127b)$$

$$\mu = r_g = -Yr_s + Y_0 \quad (127c)$$

$$r_{CH_4} = -Yr_s + Y_0 \quad (127d)$$

Donde μ es la tasa de crecimiento específica (tiempo⁻¹), Y es el coeficiente de producción máximo medido durante cualquier período finito de la fase de crecimiento exponencial, definido como la relación entre la masa de células formadas y la masa de sustrato consumido, (masa/masa), r_s es la tasa de utilización del sustrato, masa/volumen, (Maldonado et al., 2024a).

Otras expresiones cinéticas para estimar la tasa de crecimiento se proponen de la siguiente manera, (Maldonado et al., 2024a):

$$r_g = r_{g(0)} e^{-Y_s r_s} \quad (127e)$$

$$r_{CH_4} = r_{CH_4(0)} e^{-Y_s r_s} \quad (127f)$$

Donde r_{g0} es la tasa de crecimiento cuando la tasa de utilización del sustrato por el microorganismo es nula.

Modelo Híbrido No. 6. Ha sido estructurado con una combinación del MH No. 2 y una expresión modificada del MH No. 5 incorporando el factor experimental de la COV, dando como resultado las Ecuaciones M131 y M132 para los reactores FAFA-MFS (Márquez et al., 2023a,b,2024a,b).

Para el diseño del reactor DI-FAFS se ha generado el MH No. 6 representado por la Ecuación M131 (Tabla 6) (Márquez et al., 2023a,b,2024a,b):

$$\frac{s_e}{s_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (COV)^{-n} \right] + k_2 \frac{s_e}{(COV+b)} \quad M(131)$$

Para el diseño del reactor TRI-FAFS se ha generado el MH No. 6 representado por la Ecuación M132 (Tabla 6) (Márquez et al., 2023a,b,2024a,b):

$$\frac{s_e}{s_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (COV)^{-n} \right] + k_2 \frac{s_e}{(COV+b)} \quad M(132)$$

Formulación de los MA para el diseño de los FAFA-MFS

Modelo Acoplado No. 1. Ha sido estructurado como dinámico-advectivo (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b), dinámico debido a que ha sido basado en la ecuación de Howland (1958) para estimar el tiempo de contacto entre la masa microbiana en la biopelícula y el sustrato en el afluente, así como advectivo debido a la ecuación de Stack (1957).

En particular, Stack (1957) realizó un desarrollo teórico formulado a partir de la consideración de que la degradación sucesiva del sustrato ha ocurrido en una profundidad unitaria del filtro biológico. Esta degradación sucesiva de MO biodegradable ha conducido a una aproximación en serie, donde la cantidad no retirada de la DBO₅ depende de la expresión principal en la serie consistente en $1 - f$, donde f es el coeficiente de biosorción en el rango de profundidad

unitario del filtro biológico, estimado como el remanente del complemento de DBO obtenido a partir de la ecuación de Velz, (1948) (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b).

En este estudio se ha considerado que la carga de compuestos orgánicos removible es lo suficientemente grande como para saturar la totalidad de la profundidad del filtro en cada fase de los reactores TRI-FAFS y DI-FAFS (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b). En ese sentido, se ha tomado la parte de la estructura matemática del modelo Stack vinculada a la parte saturada de la profundidad; lo que eliminará una cantidad de compuestos orgánicos expresada como DQO igual al producto XfS . Esta estructura se ha obtenido de la expresión general propuesta por Stack (1957), ya presentada y parámetros previamente definidos (Ecuación 15), que ha expresado teóricamente el funcionamiento del filtro percolador operado sin recirculación (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b):

$$R = X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)[1 + (1 - f) + (1 - f)^2 + (1 - f)^3 \dots + (1 - f)^{D-X-1}] \quad (133)$$

Basándose en el tipo de filtro probado en este estudio, que está completamente saturado por los compuestos orgánicos, la expresión matemática extraída de la serie es reducida a la Ecuación 134 (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b):

$$R = \frac{S_e}{S_i} = [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)] \quad (134)$$

El MA No. 1 ha consistido de combinar el componente advectivo de Stack, (1957) para la eliminación de la DQO para los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS representado por las Ecuaciones 102 a 107, añadiendo el componente dinámico que se ha obtenido para los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS a través de la Ecuación 135 (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b):

$$\frac{S_e}{S_i} = e^{-K(COV)^{-n}} + [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)] \quad (135)$$

En la primera parte de la Ecuación 135 el valor de K adquirió varias alternativas que fueron expresadas mediante las Ecuaciones 108, 111, 112 y 117, conduciendo a la generación de las ecuaciones dinámicas de la eliminación de la DQO, cuatro en los reactores DI-FAFS (Ecuaciones 109, 113, 114 y 118) y las seis ecuaciones de los reactores TRI-FAFS (Ecuaciones 110, 115, 116, 119-121) que fueron anteriormente formuladas, de las cuales se han seleccionado las Ecuaciones 114 y 116 (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b):

El MA No. 1 se formuló a través de ecuaciones usando la mejor estructura dinámica y la advectiva de Stack, para describir el desarrollo de reactores FAFA-MFS, con medio de soporte

plástico, en el proceso de remoción de los compuestos orgánicos. A continuación, se presentan las siguientes ecuaciones asociadas al MA No. 1 para el diseño de los reactores FAFA-MFS (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b):

Para el diseño de los reactores DI-FAFS, el MA No.1 ha sido representado por la Ecuación M136 (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b):

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (COV)^{-n} \right] + [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)] \quad (136)$$

Para el diseño de los reactores TRI-FAFS, el MA No.1 ha sido representado por la Ecuación M137 (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b):

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (COV)^{-n} \right] + [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)] \quad (137)$$

Las variables independientes en las ecuaciones son: S_i : compuestos orgánicos en el afluente al filtro en mg DQO L^{-1} , la relación D_1/D_2 ; D_1 la profundidad del filtro en la fase 1, D_2 la profundidad del filtro en la fase 2 en m, la relación D_2/D_3 ; D_3 la profundidad del filtro en la fase 3 en m, S_{a1} : área superficial del filtro en fase 1 en m^2 , S_{a2} : área superficial del filtro en la fase 2 en m^2 , COV en $kg\ DQO\ m^{-3}\ d^{-1}$, T : temperatura del líquido residual en el afluente en $^{\circ}C$, X : número de unidades de profundidad que serán saturadas por una aplicación dada de DQO removible, L : es la cantidad de DQO removible aplicada por unidad de área, donde: A , S , k , f , m , n , p , x , y son los parámetros (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b).

Modelo Acoplado No. 2. Ha incluido la difusión molecular para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, estando integrado por el componente N° 1 representado por el MH dinámico y el componente No. 2 representado por el proceso de difusión molecular la ecuación de la ley de Fick (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b).

Los modelos para estimar los parámetros cinéticos de los procesos de transformación bioquímica propuestos para los reactores DI-FAFS (Ecuaciones 109, 113, 114 y 118) y TRI-FAFS (Ecuaciones 110, 115, 116, 119-121) basados en la ecuación de Monod (1942) la ley de Velz (1948) y la teoría del tiempo de contacto desarrollado por Schulze (1957); Howland (1958), (Ecuaciones 105 y 107), se han empleado para estimar los parámetros cinéticos que han involucrado los procesos de adsorción y transformación extracelular de sustratos poliméricos dentro de la biopelícula (Dold et

al., 1981). En los sistemas de tratamiento aeróbico, Blackwell (1971) y Ekama et al (1986) definen la tasa de adsorción de sustrato particulado biodegradable utilizando una estructura matemática similar a las Ecuaciones 114 y 116, asociando la tasa de adsorción de sustratos en los organismos con los cambios en la temperatura del medio acuoso (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b).

Dentro de este MA, se ha incluido el componente para estimar los parámetros cinéticos del transporte intracelular y los procesos de transformación de los compuestos orgánicos solubles hidrolizados presentes en el medio acuoso extracelular acuoso (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b), los cuales han sido transportados por el proceso de difusión molecular a nivel celular dentro de los microorganismos en la biopelícula (Williamson y McCarty, 1976) (Figura 42). En este proceso, la masa del sustrato soluble ha fluido desde un área de mayor a otra de menor concentración, debido a un movimiento aleatorio de moléculas (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b; Guevara, 2016).

En los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, el proceso de difusión molecular del sustrato desde la interfaz acuosa de la biopelícula se ha explicado como una función del gradiente de concentración de DQO suponiendo un sistema hidrodinámico unidimensional (1D) en la dirección ($dDQO / dx$). En la dirección x, la profundidad efectiva ha estado representada por el espesor de la capa activa de la biopelícula donde se lleva a cabo la difusión molecular horizontal de sustratos, D_{MH} (Figura 27). Debido a dos configuraciones de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS asociados tanto a las múltiples etapas separadas como al tipo de medio de soporte que ha consistido en tuberías de PVC, donde el flujo vertical hacia arriba de los sustratos ha podido ocurrir a través de la biopelícula, la dirección z se ha considerado como la profundidad efectiva (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b). La profundidad efectiva vertical ha podido ser definida a lo largo de la capa activa de la biopelícula, en la que la difusión molecular vertical, D_{MV} y los procesos de transformación bioquímica de sustratos han estado vinculados a los procesos anaeróbicos extracelulares e intracelulares (Williamson y McCarty, 1976) (Figura 42) (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b).

Se ha supuesto que la difusión molecular es isotrópica en el medio acuoso. La difusión molecular de la DQO se ha estimado suponiendo que la masa de este compuesto se ha vertido en un volumen elemental del fluido ($dx dx dz$) con un régimen de flujo estable que se ha expresado como el balance de masa indicado en la Ecuación 138 (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b)

$$\frac{\partial \rho_{DQO}}{\partial t} dx \cdot dy \cdot dz = \rho_{DQO} U_{DQO} dy \cdot dz - \left[\rho_{DQO} U_{DQO} + \frac{\partial}{\partial x} (\rho_{DQO} U_{DQO}) dx \right] dy \cdot dz + r_{DQO} dx \cdot dy \cdot dz \quad (138)$$

Donde la variación temporal de la masa orgánica expresada como DQO se ha representado como $\frac{\partial \rho_{DQO}}{\partial t} dx dy dz$, ρ_{DQO} es la densidad de DQO. El flujo de entrada en el elemento en la dirección x es $\rho_{DQO} U_{DQO} dy dz$, siendo U_{DQO} , la velocidad de difusión de la DQO en el medio acuoso. El flujo de salida del elemento en la dirección x es $\left[\rho_{DQO} U_{DQO} + \frac{\partial}{\partial x} (\rho_{DQO} U_{DQO}) dx \right] dy dz$. La velocidad de reacción química o bioquímica ha sido $r_{DQO} dx dy dz$, siendo r_{DQO} es el índice de producción de la DQO (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b).

Donde r_{DQO} es el índice de producción. En la dirección x este balance de masa se reduce como sigue a la Ecuación 139 (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b).

$$\frac{\partial \rho_{DQO}}{\partial t} dx \cdot dy \cdot dz = \rho_{DQO} U_{DQO} dy \cdot dz - \left[\rho_{DQO} U_{DQO} + \frac{\partial}{\partial x} (\rho_{DQO} U_{DQO}) dx \right] dy \cdot dz + r_{DQO} dx \cdot dy \cdot dz \quad (138)$$

$$\frac{\partial \rho_{DQO}}{\partial t} (dx \cdot dy \cdot dz) = \cancel{\rho_{DQO} U_{DQO} (dy \cdot dz)} - \left[\cancel{\rho_{DQO} U_{DQO} (dy \cdot dz)} + \frac{\partial}{\partial x} (\rho_{DQO} U_{DQO}) (dx \cdot dy \cdot dz) \right] + r_{DQO} (dx \cdot dy \cdot dz)$$

$$\frac{\partial \rho_{DQO}}{\partial t} (dx \cdot dy \cdot dz) = \left[+ \frac{\partial}{\partial x} (\rho_{DQO} U_{DQO}) (dx \cdot dy \cdot dz) \right] + r_{DQO} (dx \cdot dy \cdot dz)$$

Obteniéndose:

$$\frac{\partial \rho_{DQO}}{\partial t} = \frac{\partial (\rho_{DQO} U_{DQO})}{\partial x} + r_{DQO} \quad (139)$$

Sin considerar la producción bioquímica y dividir por el peso molecular M_{DQO} para alcanzar la concentración molar $S_{COD} = \rho_{DQO}/M_{DQO}$ la Ecuación 139 se convierte en la Ecuación 140 (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b):

$$\frac{\partial S_{DQO}}{\partial t} = - \frac{\partial (S_{DQO} U_{DQO})}{\partial x} \quad (140)$$

Basado en la ley de Fick para flujo unidimensional, la cual es expresada por la Ecuación 141 (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b):

$$q = S_{DQO} U_{DQO} = -D_{MH} \frac{\partial S_{DQO}}{\partial x} \quad (141)$$

Donde q es el flujo de material, como masa que se transfiere por unidad de tiempo, por unidad de área en la dirección x, D_M es el coeficiente de difusión molecular, con el signo negativo que

indica que el transporte ha ocurrido desde un área de alta concentración a una de menor. U_{DQO} , la velocidad de la difusión molecular de la DQO en el medio acuoso $\ll U$ (velocidad advectiva) (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b).

Sustituyendo a la Ecuación 141 (ley de Fick) en la Ecuación 140 se obtiene (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b):

$$\frac{\partial S_{DQO}}{\partial t} = D_{MH} \frac{\partial^2 (S_{DQO})}{\partial x^2} \quad (142)$$

Aplicando la integración doble de la Ecuación 142 a solución analítica para el modelo de la difusión molecular ha sido expresada como la Ecuación 143 (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b):

$$(S_{DQO})_e(x, t) = \frac{(S_{DQO})_i}{\sqrt{4\pi D_{MH}t}} \exp\left(\frac{-x^2}{4D_{MH}t}\right) \quad (143)$$

En el MA No. 2 se han combinado las Ecuaciones M114 y M116 para la transformación bioquímica y los procesos de la difusión molecular, como se muestra en las Ecuaciones 144 y 145 para los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, respectivamente (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b).

Para el diseño de los reactores DI-FAFS, el MA No.2 ha sido representado por la la Ecuación M144 (Márquez, Maldonado et al., 2021):

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MH}t}} \exp\left(\frac{-x^2}{4D_{MH}t}\right) \quad M(144)$$

Para el diseño de los reactores TRI-FAFS, el MA No.2 ha sido representado por la la Ecuación M145 (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b):

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x \left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y (COV)^{-n}\right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MH}t}} \exp\left(\frac{-x^2}{4D_{MH}t}\right) \quad M(145)$$

Donde k es el coeficiente cinético de los procesos extra e intracelulares, la temperatura T en ° C, la relación (D_1 / D_2) de las profundidades en el reactor DI-FAFS, (D_2 / D_3) la relación de las profundidades en el reactor TRI-FAFS, COV la carga orgánica volumétrica en $kg\ m^{-3}día^{-1}$, X la profundidad efectiva en la dirección x dentro de la biopelícula en cm , D_{MH} la difusión molecular horizontal en $cm^2\ d^{-1}$, t es el tiempo de retención hidráulica en días (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b).

Las Ecuaciones M144 y M145 han sido adaptadas para considerar el transporte del sustrato en la interfaz líquido residual-biopelícula en la dirección z a lo largo de los FAFA-MFS, donde el coeficiente de difusión molecular vertical se denomina D_{MV} y la dirección del movimiento de la D_{MV} está representado por z (Figura 42).

Para el diseño de los reactores DI-FAFS, el MA No.2 ha sido representado por la Ecuación M144A (Márquez, Maldonado et al., 2021):

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t}\right) \quad M(144A)$$

Para el diseño de los reactores TRI-FAFS, el MA No.2 ha sido representado por la Ecuación M145A) (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b):

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x \left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y (COV)^{-n}\right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t}\right) \quad M(145A)$$

Formulación de los Modelos Acoplados Adicionales para el Diseño de los Reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.

La formulación de los MA adicionales para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS para la remoción de la MO de los LRS ha estado basada en los componentes de los MH a fin de representar los procesos de transporte y transformación de los LRS dentro de los FAFA-MFS (Maldonado et al., 2023a,b, 2024).

Modelo Acoplado No. 3. Ha sido una combinación del MH No. 6 y el componente modificado del MH No. 4, dónde se ha incorporado a la COV y m representa al número de fases, como se expresa en las Ecuaciones 146 y 147 (Maldonado et al., 2023a,b, 2024):

Para el diseño de los reactores DI-FAFS, el MA No. 3 se expresa mediante la Ecuación M146 (Maldonado et al., 2023a,b, 2024):

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_e}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV \quad M(146)$$

Para el diseño de los reactores TRI-FAFS, el MA No. 3 se expresa mediante la Ecuación M147 (Maldonado et al., 2023a,b, 2024):

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x \left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_e}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV \quad M(147)$$

Modelo Acoplado No. 4. Ha sido una combinación de un componente del MH No. 6 con el componente formando parte del MA No. 2 asociado al proceso de transporte por difusión molecular en la dirección vertical ajustado según las características físicas de los reactores FAFA-MFS como se expresa en la Ecuación 148 (Maldonado et al., 2023a,b, 2024):

Para el diseño de los reactores DI-FAFS, el MA No. 4 se expresa mediante la Ecuaciones M148 (Maldonado et al., 2023a,b, 2024):

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t}\right) \quad M(148)$$

En el componente de transporte por difusión molecular de la Ecuación M148 se han incluido las características relacionadas con z y t , en la primera característica, z representa recorrido del sustrato a lo largo de los FAFA-MFS, cuya profundidad es de 1.2 m, y la segunda característica es el TRH correspondiente con 18 h (0.75 d), dando como resultado la siguiente expresión de la Ecuación M148a:

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + \frac{0.33}{\sqrt{D_{MV}}} \exp^{\frac{-0.48}{D_{MV}}} \quad M(148)a$$

Modelo Acoplado No. 5. Es una combinación de un componente del MH No. 6 con el componente formando parte del MA No. 2 asociado al proceso de transporte por difusión molecular en la dirección horizontal ajustado según las características físicas de los DI-FAFS, el MA No. 5 se expresa mediante la Ecuaciones M149 (Maldonado et al., 2023a,b, 2024):

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp\left(\frac{-x^2}{4D_{MV}t}\right) \quad M(149)$$

En el componente de transporte por difusión molecular de la Ecuación 149 se han incluido las características relacionadas con x y t , en la primera característica, x representa recorrido del sustrato hacia un espesor de la biopelícula cuyo espesor puede ser aproximadamente igual al radio de los recortes de tuberías de diámetro nominal de 1/2 pulg, considerando que la biopelícula puede ser formada interna y externamente al medio de soporte tubular, se ha asumido un espesor de biopelícula y un proceso de difusión molecular aproximado hasta el diámetro en el FAFA-MFS, y la segunda característica es el TRH correspondiente con 18 h (0.75 d), dando como resultado la siguiente expresión de la Ecuación M149a:

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + \frac{0.33}{\sqrt{D_{MH}}} \exp^{\frac{-0.22}{D_{MH}}} \quad (149)a$$

Modelo Acoplado No. 6. Es una combinación de un componente del MH No. 6 con el componente formando parte del MA No. 2 asociado al proceso de transporte por difusión molecular en la dirección vertical ajustado según las características físicas de los reactores FAFA-MFS y el MA No. 3 como se expresa en las Ecuaciones 150 y 151 (Maldonado et al., 2023a,b, 2024):

Para el diseño de los reactores DI-FAFS, el MA No. 6 se expresa mediante la Ecuaciones M150 (Maldonado et al., 2023a,b, 2024):

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t}\right) \quad M(150)$$

En el componente de transporte por difusión molecular de la Ecuación 150 se han incluido las características relacionadas con z y t , en la primera característica, z representa recorrido del sustrato a lo largo de los FAFA-MFS, cuya profundidad es de 1.2 m, y la segunda característica es el TRH correspondiente con 18 h (0.75 d), dando como resultado la siguiente expresión de la Ecuación M150a:

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{0.33}{\sqrt{D_{MV}}} \exp^{\frac{-0.48}{D_{MV}}} \quad M(150)a$$

Para el diseño de los reactores TRI-FAFS, el MA No. 6 se expresa mediante la Ecuación M151 (Maldonado et al., 2023a,b, 2024):

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x \left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t}\right) \quad M(151)$$

En el componente de transporte por difusión molecular de la Ecuación M151 se han incluido las características relacionadas con z y t , en la primera característica, z representa recorrido del sustrato a lo largo de los FAFA-MFS, cuya profundidad es de 1.2 m, y la segunda característica es el TRH correspondiente con 18 h (0.75 d), dando como resultado la siguiente expresión de la Ecuación M151a:

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x \left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{0.33}{\sqrt{D_{MV}}} \exp^{\frac{-0.48}{D_{MV}}} \quad M(151)a$$

Modelo Acoplado No. 7. Es una combinación de un componente del MH No. 6 con el componente formando parte del MA No. 2 asociado al proceso de transporte por difusión molecular en la dirección horizontal ajustado según las características físicas de los reactores FAFA-MFS y el MA No. 3 como se expresa en las Ecuaciones M152 y M153 (Maldonado et al., 2023a,b, 2024):

Para el diseño de los reactores DI-FAFS, el MA No. 7 se expresa mediante la Ecuaciones 154 (Maldonado et al., 2023a,b, 2024):

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t}\right) \quad M(152)$$

En el componente de transporte por difusión molecular de la Ecuación 152 se han incluido las características relacionadas con x y t , en la primera característica, x representa recorrido del sustrato hacia un espesor de la biopelícula cuyo espesor puede ser aproximadamente igual al radio de los recortes de tuberías de diámetro nominal de 1/2 pulg, considerando que la biopelícula puede ser formada interna y externamente al medio de soporte tubular, se ha asumido un espesor de biopelícula y un proceso de difusión molecular aproximado hasta el diámetro en el FAFA-MFS y la segunda característica es el TRH correspondiente con 18 h (0.75 d), dando como resultado la siguiente expresión de la Ecuación M152a:

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{0.33}{\sqrt{D_{MH}}} \exp^{\frac{-0.22}{D_{MH}}} \quad M(152)a$$

Para el diseño de los reactores TRI-FAFS, el MA No. 7 se expresa mediante la Ecuación M153 (Maldonado et al., 2023a,b, 2024):

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x \left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t}\right) \quad M(153)$$

En el componente de transporte por difusión molecular de la Ecuación 153 se han incluido las características relacionadas con x y t , en la primera característica, x representa recorrido del sustrato hacia un espesor de la biopelícula cuyo espesor puede ser aproximadamente igual al radio de los recortes de tuberías de diámetro nominal de 1/2 pulg, considerando que la biopelícula puede ser formada interna y externamente al medio de soporte tubular, se ha asumido un espesor de biopelícula y un proceso de difusión molecular aproximado hasta el diámetro en el FAFA-MFS, y la segunda característica es el TRH correspondiente con 18 h (0.75 d), dando como resultado la siguiente expresión de la Ecuación M153a:

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x \left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{0.33}{\sqrt{D_{MH}}} \exp^{\frac{-0.22}{D_{MH}}} \quad M(153)a$$

Discusión de Resultados de la Formulación de los MH y MA para el Diseño de los FAFA-MFS

En esta sección se discuten los resultados de la formulación de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS en la remoción de la MO de los LRS. En la Tabla 30, (Maldonado et al., 2023a,2024b) se reportan los MH y los MA que han sido formulados para los reactores anaeróbicos basados en los sistemas de crecimiento suspendido y los sistemas de crecimiento adherido. Seguidamente, en la Tabla 31 (Maldonado et al., 2020), se describen las condiciones de la formulación de los MH y los MA para los filtros aeróbicos y anaeróbicos. En conjunto, los MH y los MA reportados en las Tablas 48 y 49 han sido el fundamento para la formulación de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS presentados en los resultados del objetivo No. 3.

En la Tabla 30 (Maldonado et al., 2023a,2024b) se muestran las condiciones para la formulación de los MH y los MA para el diseño de los filtros anaeróbicos desde la década de 1950 hasta el presente, incluyendo como campos de información a los siguientes: 1) tipo de sistema de crecimiento biológico, 2) tipo de reactor, 3) referencia, 4) modelo, 5) principio de remoción de sustratos, 6) tipo de medio de empaque y tamaño, 7) tipo de sustrato orgánico,

De manera general, en la Tabla 30 se pueden encontrar los siguientes hallazgos para la formulación de los MH y los MA para el diseño de los filtros anaeróbicos basado en 16 estudios publicados entre la década de 1940 hasta el presente (Maldonado et al., 2023a,2024b): 1) los reactores anaeróbicos han sido clasificados como sistemas de crecimiento suspendido (31 % de los estudios), sistemas de crecimiento adherido (50 % de los estudios), y sistemas de múltiples etapas (19 % de los estudios), 2) el 94 % de los MH y los MA para el diseño de los filtros anaeróbicos han sido formulados usando la ecuación de Monod, 50 % han basado los MH y los MA en la ley de Fick, 3) el tipo de sustrato usado como variable en los MH y los MA ha sido orgánico, incluyendo acetato, ácidos acético, propionico y butírico, glucosa, proteínas sintéticas, suero, entre otros. (Maldonado et al., 2023a,2024b).

En las Tablas 30 y 31 se observa que hasta el presente (Maldonado et al., 2023a,2024b), la mayoría de los MH y los MA para el diseño de los sistemas de crecimiento suspendido (SCS) y los sistemas de crecimiento adherido (SCA) explicaron la cinética de eliminación microbiana de los compuestos orgánicos basándose en la ecuación de Monod (Monod, 1942, 1949) y versiones modificadas (Sudibyo et al., 2017), la ley de Velz (Velz, 1948) y la ley de Fick (Kiely y Veza, 1999). Los MH y los MA para SCS y SCA se han construido a partir de una combinación de la ley de conservación de la masa y la ecuación de Monod, como se ha demostrado para el proceso de

contacto anaeróbico (ACP, en inglés) (Lawrence y McCarty, 1969; Freytez et al., 2019, 2020, 2022, 2024; Limonti et al., 2023), lecho empacado de flujo ascendente (UPB, en inglés) (Williamson & McCarty, 1976; Lindgren, 1983), lecho fluidizado anaeróbico de flujo ascendente (Rittmann & McCarty, 1980); lecho expandido de flujo ascendente (Gourdon et al., 1989) y sistemas de múltiples etapas (Bachmann et al., 1985; Márquez et al., 2021; Maldonado et al., 2024a) (Maldonado et al., 2023a,2024b).

En la Tabla30 se observa que la mayoría de los MH y los MA para el diseño de los filtros anaeróbicos incluyeron la estimación de la tasa de utilización del sustrato por parte de los microorganismos (k) y, en menor medida, el coeficiente de difusión molecular (D_M) del sustrato soluble en la biopelícula derivado de la ley de Fick. Así mismo, la influencia de la temperatura del líquido residual se incluyó mayoritariamente como factor de corrección expresado a través del coeficiente actividad-temperatura (A) para la tasa de utilización de sustratos. El coeficiente actividad-temperatura fue incorporado en los modelos de diseño de reactores aeróbicos de cultivo fijo (Eckenfelder, 1963; Schulze, 1960) y escasos estudios en los reactores SCA-anaeróbicos (Contrera et al., 2014; Maldonado et al., 2018a ,b , 2020, 2022, 2023, 2024a) (Maldonado et al., 2023a,2024b).

En la Tabla 30 se muestra que durante los primeros treinta años a partir de la década de 1960, se formularon los MH y los MA para el diseño de los reactores anaeróbicos configurados como SCA para determinar los coeficientes cinéticos asociados al procesamiento correspondientes principalmente a sustratos orgánicos no recalcitrantes (por ejemplo, aguas residuales sintéticas y domésticas) (Lawrence & McCarty, 1969; Lawrence, 1971; Chen y Hashimoto, 1980). Recalcitrancia es un término utilizado para indicar que un compuesto orgánico es relativamente resistente a la biodegradación. Esto generalmente se debe a limitaciones fisiológicas de las bacterias presentes y/o propiedades ambientales (Álvarez y Guevara, 2003; Guevara, 2016) (Maldonado et al., 2023a,2024b).

En la Tabla 30 al comparar los parámetros cinéticos asociados de los MH y los MA para diseñar los reactores anaeróbicos entre SCS y SCA, se han encontrado valores similares para k , K_s y D_M . Las razones de esta ligera diferencia podrían ser que la mayoría de los líquidos residuales que han alimentado los reactores anaeróbicos estaban compuestos por sustratos no recalcitrantes o no inhibidores (por ejemplo, estiércol doméstico, estiércol de cerdo, suero, compuestos orgánicos sintéticos (por ejemplo, acetato, ácidos volátiles (acético, butírico, propiónico), glucosa, lácteos). Estas aguas residuales fueron tratadas en reactores anaeróbicos operando a temperaturas para el

desarrollo de biomazas psicrófilos y mesófilos. Se obtuvieron valores muy bajos de k cuando los reactores anaeróbicos procesaron aguas residuales industriales (por ejemplo, LRS, tenerías) del orden de 10^2 y 10^4 veces menores que los valores k encontrados cuando los reactores anaeróbicos procesaron sustratos no recalcitrantes. Finalmente, una estrategia adecuada para aumentar los valores k han implicado incluir configuraciones tales como reactores de múltiples etapas continuas (es decir, ABR-MCS) y reactores de múltiples fases separadas (es decir, DI-FAFS y TRI-FAFS) para mejorar el rendimiento de los reactores anaeróbicos mediante el tratamiento de aguas residuales industriales, alcanzando valores similares a los encontrados cuando los reactores anaeróbicos han tratado compuestos orgánicos no recalcitrantes.

Adicionalmente a los estudios reportados en la Tabla 31, varias experiencias de simulación de procesos ambientales implicados en el transporte y la transformación de contaminantes en el aire, agua y suelo también se han llevado a cabo mediante MA (Ma, et al., 2003; Kim y Stockwell, 2007; Wang, y Zhang, 2012). Entre los procesos ambientales, los MA han combinado modelos de intercambio aire-suelo y aire-agua (Kim y Stockwell, 2007) (Ma et al., 2003), dinámica integral de aerosoles turbulentos y química de gases (CTAG) que han combinado los principales procesos de mezcla turbulenta (Wang y Zhang, 2012), con el fin de evaluar el mecanismo de transporte vertical de los contaminantes en el medio ambiente.

La principal aportación del presente estudio consiste en desarrollar los MH y los MA para cuantificar la proporción en la que los procesos de transporte y transformación están influyendo en la eliminación de la DQO en reactores FAFA-MFS. Sólo existen dos procesos principales de naturaleza química o bioquímica que afectan el destino de los contaminantes dentro de las técnicas de biorremediación, el retardo y la atenuación (Álvarez y Guevara, 2003; Guevara, 2016). El rezago es consecuencia de los procesos que impiden el traslado de sustancias contaminantes por inmovilización, por reacciones químicas que producen el retardo incluyen la sorción y la precipitación. La atenuación incluye dos tipos diferentes de procesos: eliminación irreversible y transformación. La eliminación mediante procesos de atenuación se diferencia del retardo en que reduce la masa del contaminante. El proceso de atenuación más conocido es la transformación de la estructura molecular de sustancias, similar al que se produce en las reacciones de oxidación y reducción (Guevara, 2016). En este estudio, los procesos de retardo y atenuación están asociados a los procesos de transporte y transformación que están constituyendo los modelos híbridos y acoplados.

Los modelos híbridos se basan en la superposición de efectos de variables contenidas en las siguientes ecuaciones propuestas por los investigadores: 1) Germain (1966) y Albertson y Davis (1984), 2) Van't Hoff (1884); Shulze (1960), Germain (1966) y Albertson y Davis (1984), y 3) Schulze (1960); Germain (1966) y Albertson y Davis (1984). Los modelos acoplados combinan procesos de transporte y transformación bioquímica de la materia orgánica contenida en los LRS a través de la biopelícula que opera dentro de los reactores de biomasa fija y suspendida.

En la Tabla 31 (Maldonado et al., 2020) se presenta una comparación evolutiva desde la década de 1940 hasta el presente de los MH y los MA para el diseño de los filtros biológicos aeróbicos y anaeróbicos, principalmente con el tipo de filtro aeróbico conocido como FP. En la Tabla 48, además se realiza una vinculación de las condiciones para los MH y MA de los filtros biológicos con los parámetros cinéticos del metabolismo microbiano obtenidos desde el diseño de los MH y los MA. La comparación se lleva a cabo ya que los MH y MA que fueron producidos para los filtros aeróbicos fueron usados como fundamento para desarrollar la formulación matemática para producir los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS.

La Tabla 31 contiene los siguientes campos de información que caracterizan la fundamentación de la formulación de los MH y los MA para el diseño de los filtros biológicos (Maldonado et al., 2020): 1) investigadores, 2) tipo de filtro, 3) tipo de sustrato, 4) proceso de tratamiento biológico, 5) modelo, 6) balance de masa, 7) volumen de control, 8) principio cinético de remoción de sustratos, 9) tiempo de contacto dependiendo de la variable, 10) tiempo de contacto dependiendo de la variable, 11) exponente n , 12) tiempo de contacto (t_c), 13) coeficiente de tasa de utilización de sustratos (k), 14) fracción remanente (S_e/S_i).

De manera general, en la Tabla 31 se pueden encontrar los siguientes hallazgos para la formulación de los MH y los MA para el diseño de los filtros biológicos basado en 13 estudios publicados entre la década de 1940 hasta el presente (Maldonado et al., 2020): 1) el 62% de las investigaciones para la formulación de los MH y los MA estuvieron basadas en el FP, 23 % en una versión híbrida compuesta del FP seguido por LA conocido como biofiltro activado, y 15 % en los filtros anaeróbicos, 2) el 92 % de los MH y los MA para el diseño de los filtros biológicos han sido formulados usando como variables a los sustratos orgánicos expresados como: DBO₅, DQO y compuestos orgánicos volátiles, existiendo únicamente un 8% involucrando a los sustratos inorgánicos como el amonio NH₄⁺, 3) el 62 % de los modelos han estado basados en los componentes de los MH y los MA asociados a la ley de Phelps (Phelps, 1944) y la ley de Velz (Velz 1948), 4) el 62 % de los modelos han sido MH que incluyen al balance de masas combinado

con las formulaciones de ley de Phelps (Phelps, 1944) y la ley de Velz (Velz 1948), el 92 % de los modelos han contenido los componentes de los MH y MA y el resto son regresiones, 5) el 100 % de los balances de masas de las formulaciones de los MH y los MA han estado basadas en el sustrato y ninguno en los microorganismos, 6) en el 54 % el volumen de control fue el filtro y el resto la biopelícula, y 7) en el 54 % las condiciones fueron advectivas y el resto no estacionarias (Maldonado et al., 2020).

La formulación de los MH y MA tienen origen cuando Phelps (1944) desarrolló una ley de oxidación biológica expresada mediante una derivada de primer orden con respecto al tiempo; según la cual la tasa de oxidación bioquímica de la MO es proporcional a la concentración remanente de las sustancias no oxidadas. Velz (1948) realizó una asociación de los términos usados por Phelps (1944) para proponer un modelo advectivo que explicó la remoción de la MO en los FP; extendiendo el alcance con la ecuación de primer orden para la remoción de MO con respecto al tiempo basada en la ley de Phelps (1944); donde la tasa de eliminación de la MO ha sido explicada mediante una ecuación exponencial decreciente dependiente de un parámetro k asociado a la tratabilidad del sustrato por parte de los microorganismos y el tiempo de contacto entre el sustrato y los microorganismos.

Este tiempo de contacto (Tabla 31) ha sido estimado experimentalmente por Howland (1957); quien relacionó el tiempo de contacto con la tasa de descarga de agua sobre un plano inclinado y una esfera para establecer parámetros y evaluar los estudios experimentales. Tanto en el caso del plano inclinado como en el de la esfera, el tiempo de flujo o tiempo de contacto es inversamente proporcional a la potencia de dos tercios de la velocidad de flujo. En el caso del plano inclinado, el tiempo de flujo también es inversamente proporcional a la potencia de un tercio del seno del ángulo de inclinación del plano a la horizontal, o también pendiente. En el caso de la esfera, la formulación supone que el seno del ángulo de inclinación de la superficie es 1.0, por lo tanto, esta función no aparece en la ecuación obtenida de la esfera. Sin embargo, el tamaño de la esfera es importante ya que el tiempo de flujo sobre ella aumenta como la potencia de cinco tercios de su radio. La ley básica de Velz (1948) formuló una ecuación bajo condiciones estacionarias y advectivas desde la expresión propuesta por Phelps (1944) expresando que "la tasa de extracción de MO por intervalo de profundidad del lecho biológico es proporcional a la concentración de MO remanente medida en términos de su capacidad de extracción. Stack (1957) realizó un desarrollo teórico formulado a partir de considerar la degradación del sustrato sucesiva que ocurre en una franja unitaria del filtro biológico. Esta degradación de la MO biodegradable sucesiva condujo a un

planteamiento en serie; donde la cantidad no removida de la DBO_5 dependió de la expresión principal en la serie consistente de $1-f$; donde f era el coeficiente de biosorción en la franja de profundidad unitaria del filtro biológico; siendo estimado como el complemento de la DBO remanente obtenida a partir de la ecuación del Velz (1948). A partir de Schulze (1960) se realizó un tipo de modelación matemática bajo dos condiciones usando una misma estructura matemática: condiciones advectivas y no estacionarias. En el primero se combina el modelo propuesto por Phelps (1944) con la ecuación formulada por Howland (1958) y demostrada experimentalmente por Bloodgood et al. (1959) para el diseño del FP; relacionando el tiempo de contacto con la profundidad del filtro y la carga hidráulica elevada a una potencia de dos tercios. Germain (1966) modificó la ecuación propuesta por Schulze (1960) para estimar el rendimiento del filtro percolador bajo condiciones advectivas y no estacionarias haciendo una generalización de la potencia de la carga hidráulica incluida dentro del tiempo de contacto; sustituyendo al exponente de dos tercios por una n genérica; encontrando que ésta podría variar dependiendo del medio y del área superficial biológica del medio. Tanto Vallenas y Lyberatos (1984); Melcer (1995) y Yang et al. (2011) realizaron una modelación matemática sobre una derivada de segundo orden con respecto al sustrato, a la dirección horizontal de penetración del sustrato hacia el interior de la biopelícula del biofiltro; este gradiente de segundo orden es generado a partir de la ecuación de balance de masa sobre el sustrato; siendo el volumen de control la biopelícula. Arora y Umprhies (1985) propusieron una estructura matemática para una variante de los filtros percoladores denominada biofiltro activado modificando el modelo propuesto por Phelps (1944) y Velz (1948) expresando el tiempo de contacto en función de la COV. Yu et al. (1998) combinaron un balance de masas considerando condiciones no estacionarias en la remoción del sustrato afluente al filtro biológico con la ecuación de Stover y Kincaid (1982) obtenida del modelo de Monod.

Los MH y los MA propuestos en este estudio se fundamentan predominantemente en ecuaciones de FP y en la variante biofiltro activado (Tabla 49) (Maldonado et al., 2020); cuyo modelo de rendimiento es desarrollado y evolucionado en forma advectiva y no estacionaria desde 1944 hasta el presente; como una innovación se prueba la adaptación de éstas a la estimación del rendimiento en la eliminación de la MO en los FAFA-MFS, considerado bajo el tipo lecho fijo en la F1 y expandido en la F2 y F3, que involucran componentes de transporte y transformación de sustratos orgánicos (Tabla 31). Los MH y los MA son modelos de tipo híbrido, conceptual-empírico. El modelo conceptual está fundamentado en ecuaciones deducidas de un balance de masa bajo condiciones advectivas $dS/dZ \neq 0$ y no estacionarias $dS/dt=0$.

Tabla 30

Características comparativas de la formulación de los MH y los MA para el diseño de reactores anaeróbicos

Nº	Tipo	Reactor	Referencia	Modelo	Principio cinético de eliminación de sustrato	Tipo de medio. Emp. y tamaño (mm)	Tipo de sustrato orgánico	Temperatura (°C)	k mg mg ⁻¹ d ⁻¹	K _s mg L ⁻¹	D _{MH} cm ² d ⁻¹	D _{MV} cm ² d ⁻¹
1	SGS	ACP	Lawrence y McCarty (1969)	Monod	dS / dt ≠ 0	N / A	Acetato 1568 mg/L	35	12.3	207		
							Acetato 3135 mg/L	35	9.6	166		
							Acetato 3135 mg/L	30	4.8	333		
							Acetato 3135 mg/L	25	4.7	869		
			Lorenzo (1971)	Monod	dS / dt ≠ 0	N / A	Acético, Propiónico, Butírico	25	5.1	356		
								30	5	930		
							Estiércol	32.5	0.411			
							Lodo	35	0.467			
			Chen y Hashimoto (1980)	Monod	dS / dt ≠ 0	N / A	Lodo	25	0.229			
							Lodo	20	0.163			
							Curtiduría: DQO:1500 mg/L		0.001	621		
									0.005	583		
									0.003	663		
2	AGS	UPF	Williamson y McCarty (1976)	Monod	dS / dt'0 dS / dt =0, dS / dZ ≠0	Piedra (25-38)	Glucosa	20	2.6		0.6	
			Rittman y McCarty, (1980)	Monod, ley de Fick	dS / dt ≠0 dS / dt =0, dS / dZ ≠0	Piedra (25-38)	Orgánico	20	10	3.2	1.09	
			Lindgren, (1983)	Monod	dS / dt =0, dS / dZ ≠0	Poliuretano (2,5)	Sintético: proteína-carbohidrato	20-35	0.333	3200		
								20-35	0.125	250		
			Liu y otros (1991)	Monod, ley de Fick	dS / dt ≠0 dS / dt =0, dS / dZ ≠0	Gravas (2,38-4,76)	Lixiviado sintético simulando	35	8.7	50	1.37	
			Viraraghavan y Varadarajan (1995)	Monod, ley de Fick	dS / dt'0	de plástico (50)	Séptico	5,10, 20	0,22, 0,27, 0,31	448,454, 500		
						de plástico (50)	Lácteos	12,5,21,30	0,18, 0,19, 0,24	1204, 1250, 1818.		
						Sillines cerámicos (6.35)	Suero	16,20,26, 30	0,46, 0,25, 0,24	1000, 667, 645		
		UAFB	Rittman y McCarty, (1980)	Monod, ley de Fick	dS / dt ≠0 dS / dt =0, dS / dZ ≠0	Arena	Orgánico	20	10	3.2	1.09	
		UEB	Gourdon y otros (1989)	Monod	dS / dt ≠0	Granos de vermiculita expandida térmicamente (3-4)	Concentración de acetato : [1000, 3000, 5000, 10000, 15000, 20000] mg/L	35	11.76	21200		
		SBR	Freytez et al. (2019c)	Monod	dS / dt ≠0	Lodo granular	Curtiduría: DQO: 4000-5466 mg/L	25	4.69	699		
4	MSS	ABR	Bachman et al. (1985)	Monod, ley de Fick	dS / dt ≠0 dS / dt =0, dS / dZ ≠0	Ca(OH) ₂	Acetato	35	8.1	200	0,64	
		UPF	Huang y otros (1997)	Monod Ley de Fick	dS / dt ≠0	anillo raschig	concentración de acetato: 3000-6000 mg/L	35	3.8	647		
						anillo raschig						
						bola de viento						
						tubo circular						
		UAF-2SS	Maldonado et al., (2019, 2020)	Monod Ley de Fick	dS / dt ≠0 dS / dt =0, dS / dZ ≠0	Tubo de PVC d: 6,35 mm	Lixiviado de vertedero	20, 27, 34	16	11349	0,72-0,88	0,29-0,91 x10 ⁻⁴

Fuente: Márquez, Maldonado et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b

Tabla 31

Características comparativas de la formulación de los MH y los MA para el diseño de los filtros aeróbicos y anaeróbicos

Investigadores	Tipo de Filtro	Tipo de Substrato		Proceso Biológico de Tratamiento		Modelo	Balance de Masa	Volumen de Control	Principio Cinético de Eliminación de Substrato	n	TRH	h	K (min ⁻¹)	Se/Si (%)
		Org.	Inorgánico	Aerobio	Anaerobio									
Velz, 1948	Percolador	DBO ₅		X		Ley de Phelps, (1944); Ley de Velz, (1948)	Substrato	FP	Estacionario: dS/dt=0, Convectivo: dS/dZ ≠0					
Stack, 1957	Percolador	DBO ₅		X		Ley de Velz, (1948)	Substrato	Filtro	Estacionario: dS/dt=0, Convectivo: dS/dZ ≠0					
Schultze, 1960	Percolador	DBO ₅		X		Ley de Velz, (1948)	Substrato	Filtro	Estacionario: dS/dt=0, Convectivo: dS/dZ ≠0					
						Ley de Phelps, (1944)	Substrato	Filtro	No Estacionario dS/dt ≠0	0.67	0.5 - 2		0.22-0.33	80-20
Germain, 1966	Percolador	DBO ₅		X		Ley de Velz, (1948)	Substrato	Filtro	Estacionario: dS/dt=0, Convectivo: dS/dZ ≠0					
	Percolador sin recirculación					Ley de Phelps, (1944)	Substrato	Filtro	No Estacionario dS/dt ≠0	0.48	0.16-0.33		0.045	60-40
	Percolador con recirculación 1:1									0.48	0.33-0.5		0.045	40-20
	Percolador con recirculación >1:1									0.48	0.5-0.67		0.045	20-15
Vayenas y Lyberatos; 1984	Percolador		NH ₄ ⁺	X		Bal.Masa de Substrato, Ley de segundo orden	Substrato	Biopelícula	Estacionario: dS/dt=0, Convectivo: dS/dZ ≠0					
Lange, 1985	Biofiltro Activado	DBO ₅		X		Ley de Phelps (1944), Van't Hoff Arrhenius, (1884)	Substrato	Biopelícula	No Estacionario: dS/dt≠0, Convectivo: dS/dZ ≠0	0.48	12-14			60-65
Arora y Umphres, (1985)	Biofiltro Activado	DBO ₅		X		Ley de Phelps (1944), Van't Hoff Arrhenius, (1884)	Substrato	Biopelícula	No Estacionario: dS/dt≠0, Convectivo: dS/dZ ≠0	0.48	12-14			60-65
Jhonson y Van Durme, (1987)	Biof.Activ.Planta A	DBO ₅		X		Ley de Phelps (1944), Van't Hoff Arrhenius, (1884)	Substrato	Biopelícula	No Estacionario: dS/dt≠0, Convectivo: dS/dZ ≠0	0.5-0.6	0.16-0.33		0.04	60-40
	Biof.Activ.Planta B									0.5-0.6	0.33-0.5		0.04	40-20
	Biof.Activ.Planta C									0.5-0.6	0.5-0.67		0.04	20-5
Melcer et al, 1995	Percolador	COV		X		Bal. Masa de Substrato, Ley de segundo orden	Substrato	Biopelícula	Estacionario: dS/dt=0, Convectivo: dS/dZ ≠0					
Yu et al, 1998	Lecho fijo	DQO			X	Bal.de Masa de Substrato, Stover y Kincanon, (1982), Monod, (1942;1949), Regresion	Substrato	Filtro	No Estacionario dS/dt ≠0					
Yang et al, 2011	Percolador	Tolueno		X		Bal. de Masa de Substrato	Substrato	Biopelícula	Estacionario: dS/dt=0, Convectivo: dS/dZ ≠0					
Wang et al, 2015	Percolador		NH ₄ ⁺	X		Regresión	Substrato	Biopelícula	Estacionario: dS/dt=0, Convectivo: dS/dZ ≠0					
Esta investigación	Lecho Fijo	DQO			X	Bal. Masa de Substrato, Ley de Velz, (1948), Monod, (1942;1949), Regresión	Substrato	Filtro	Estacionario: dS/dt=0, Convectivo: dS/dZ ≠0					
	Lecho Fijo primera fase - Expandido dos fases o más fases				X	Bal. Masa de Substrato, Monod, (1942;1949), Ley de Phelps, (1944); Regresión	Substrato	Filtro	No Estacionario: dS/dt ≠0	DI-FAFS: 0.033 TRI-FAFS: 0.11	DI-FAFS: 22-23 TRI-FAFS: 19-22			DI-FAFS: 27-86% TRI-FAFS: 84-95%

Fuente: Maldonado et al. (2020)

Calibración de los MH y los MA para el Diseño de los FAFA-MFS

Calibración de los MH para el Diseño de los Reactores DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS

En la Tabla 32 se presentan los resultados de los parámetros que han formado parte de la estructura matemática en los seis MH formulados para el diseño del reactor DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS, como ha sido mostrado en los resultados del objetivo específico No. 3. Los seis MH pueden ser usados para estimar la variable asociada a la concentración del efluente (S_e) a los FAFA-MFS, y los índices como la relación remanente de sustrato en el efluente de los FAFA-MFS, S_e/S_i y las tasas metabólicas de la digestión anaeróbica de la MO contenida en los LRS tratados en los FAFA-MFS. Los seis MH para el diseño del reactor DI-FAFS han involucrado al MH No. 1 (Ecuación 109), MH No. 2 (Ecuaciones 113-114), MH No. 3 (Ecuación 118), MH No. 4 (Ecuación 123), MH No. 5 (Ecuaciones 127, 127a-127f y 130), así como MH No. 6 (Ecuación 131).

En la Tabla 32 se puede observar que para cada uno de los seis MH han sido reportados los parámetros o coeficientes cinéticos que han constituido a cada uno de los seis MH para el diseño del reactor DI-FAFS. Los parámetros estadísticos han incluido a los valores representando a la media, error estándar, intervalo de variación aproximada de los parámetros del MH a un nivel de confianza de 95 % representado por los estadísticos, mínimo y máximo. En la sección de anexos se han incluido las Tablas 1A y 2A en el Anexo II, conteniendo los coeficientes cinéticos de los MH No. 1 al MH No. 3, los cuales fueron soluciones adicionales en cada una de las ecuaciones representando a los MH, como una muestra comparativa de la variación de los parámetros obtenidos con los datos experimentales reportados en el objetivo No. 2.

Adicionalmente, en la Tabla 33 se suministran los parámetros de ajuste estadístico de cada uno de los seis MH conteniendo como parámetros estadísticos al número de parámetros dentro de la estructura matemática de cada ecuación (p), el número de datos usados en la etapa de la calibración (n_1), el número de datos usados en la etapa de la validación (n_2), el coeficiente de determinación (R^2), el coeficiente de determinación ajustado (R^2_{adj}), el error estándar de estimación, el error medio absoluto (EMA), el coeficiente de Durbin-Watson (d), el grado de libertad (GL), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$). Según Gutierrez y De La Vara (2,008), la hipótesis

global más importante sobre un modelo de regresión múltiple consiste en ver si la regresión es significativa. Esto se logra probando la siguiente hipótesis previamente descrita en el Capítulo III (Ecuaciones 75-78):

$$H_0: \beta_1 = \beta_2 = \beta_3 = \dots \beta_{GL} \quad (75)$$

$$H_A: \beta_j \neq 0 \dots \text{para al menos un } j = 1, 2, 3 \dots GL \quad (76)$$

Aceptar H_0 implica que ningún término o variable tiene una contribución significativa al explicar la variable de respuesta, Y . H_0 implica que por lo menos un término en el modelo contribuye de manera significativa a explicar Y . El procedimiento para probar esta hipótesis implica descomponer la suma total de cuadrados en la suma de cuadrados de regresión y en la suma de cuadrados del error. Luego, es natural que el estadístico de prueba para la significancia del modelo de regresión múltiple esté dado por la etapa de la validación (F_{0v}), el estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) (Gutierrez y De La Vara, 2008):

$$F_0 = \frac{SC_E/GL}{SC_E/n-GL-1} = \frac{CME_R}{CME_E} \quad (78)$$

que bajo H_0 tiene una distribución $F_{GL,n-GL-1}$. Así, se rechaza H_0 si $F_0 > F_{GL,n-GL-1}$

En el **MH No. 1** (Ecuación 109 $[\frac{s_e}{s_i} = \exp[-k(\frac{D_1}{D_2})^x (\text{cov})^{-n}]]$, (Tabla 32) (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b), el coeficiente de reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos k ha dado un valor promedio de 0.831 d^{-1} , variando entre -0.01 y 1.68 d^{-1} . Los exponentes de la relación de profundidades del DI-FAFS y la COV han dado valores promedios de -0.21 y 0.09 , respectivamente. Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden entre 10^{-2} y 10^{-1} . En la Tabla 1A se muestran valores similares a los coeficientes cinéticos observados en la Tabla 27 para k , x y n Maldonado et al. (2018, 2020, 2022b-c, 2023b). Para cada uno de los parámetros del MH No. 1, el rango de valores comprendidos entre el valor mínimo y el máximo mostrados en la Tabla 1A está contenido en el intervalo de los valores de los parámetros indicados en la Tabla 32.

El **MH No. 2** (Ecuaciones 113 $[\frac{s_e}{s_i} = \exp[-k(A)^T(\frac{D_1}{D_2})^x (\text{cov})^{-n}]]$ y 114 $[\frac{s_e}{s_i} = \exp[-k(A)^{T-20}(\frac{D_1}{D_2})^x (\text{cov})^{-n}]]$, (Tabla 32) (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b), incorporó al MH No. 1 el factor asociado al coeficiente actividad-temperatura de la ecuación de Van't Hoff (1884). Como una muestra, el coeficiente k resultó en un valor promedio de 0.34 d^{-1} , variando entre 0.06 y

0.61 d⁻¹. El valor promedio del coeficiente actividad-temperatura fue de 1.04. Los exponentes de la relación de profundidades del DI-FAFS y la COV han dado valores promedios de -0.13 y 0.12, respectivamente. Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden entre 10⁻² y 10⁻¹ (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b). En cuanto a los resultados de la Ecuación 114, el hecho de incluir la expresión (T – 20) para tomar en cuenta la temperatura aproximada a la que se encuentra la biomasa en un medio ambiente natural, no causó influencia significativa sobre el valor promedio y los intervalos a un nivel de confianza de 95 % (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b).

El **MH No. 2** (Ecuaciones 113 y 114) mostrado en la Tabla 1A conduce comparativamente a detectar que los parámetros de las Ecuaciones 113 y 114 se encuentran en el mismo orden de magnitud, en particular para la Ecuación 114, cuyos resultados han sido aleatorizados para cuatro estudios (Tablas 32 y 1A), se observa que k y n están en el orden de 10⁻²-10⁻¹, A en el orden de 1, y x en el el orden de 10⁻² (Márquez et al., 2021; Maldonado et al., 2018, 2020, 2022b-c, 2023a-c, 2024b).

En el **MH No. 3** (Ecuación 118, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (s_{a1})^m (s_{a2})^p (cov)^{-n}\right]\right]$, Tabla 27) (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b), se modificó el MH No.1 para incorporar el área superficial específica de F1 (S_1) y F2 (S_2). En cuanto a los resultados de los parámetros, el coeficiente de reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos k ha dado un valor promedio de 0.04 d⁻¹, variando entre -0.15 y 0.23 d⁻¹. Los exponentes x -0.33 y de S_1 , S_2 , la relación de profundidades del DI-FAFS y la COV han dado valores promedios de -0.26, -0.56, -0.33 y -0.11. Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden entre 10⁻² y 10⁻¹. Los valores promedio de los parámetros mostrados en la Tabla 27 están dentro de los intervalos reportados para cada parámetro en la Tabla 1A (Maldonado et al., 2018,2020,2022b-c, 2023b).

En el **MH No. 4** (Ecuación 123, $\left[\mathbf{R} = \frac{S_e}{S_i} = [\mathbf{X} \cdot \mathbf{f} \cdot \mathbf{S} + \mathbf{f}(\mathbf{L} - \mathbf{X} \cdot \mathbf{f} \cdot \mathbf{S})]\right]$, (Tabla 32) (Maldonado et al., 2018,2020,2022b-c, 2023b)), se muestran los parámetros del primer término de la serie matemática propuesta por Stack (1957). Dos parámetros son presentados, el coeficiente de biosorción (f) y (S) la cantidad de DQO removible que debe aplicarse por unidad de área para saturar completamente una unidad de profundidad con DQO. En cuanto a los resultados de los parámetros, f ha dado un valor promedio de -0.0000617 L mg⁻¹, variando entre -0.000141 y 0.0000175 L mg⁻¹. El parámetro S ha dado valores promedios de -5161.34 mg L⁻¹. Los errores de

estimación de los parámetros han resultado entre 1 y 10 veces más pequeños que los valores promedios de los parámetros estimados.

En el **MH No. 5** (Ecuaciones 127 [$r_s = \frac{ds}{dt} = -r_{m,s} \frac{S_e}{(S_e + K_s)}$], 127a-f y 130 [$r_s = \frac{ds}{dt} = -r_{m,s} A^{T-20} \frac{S_e}{(S_e + K_s)}$], (Tabla 32) (Maldonado et al., 2024a-c), se muestran los parámetros de una expresión matemática modificada de la ecuación de Monod (1942, 1949) (Metcalf y Eddy, 1991, 2003). La Ecuación 127 es el inicio de varias formulaciones asociadas a las tasas metabólicas de la digestión anaeróbica de la MO contenida en los lrs tratada por los FAFA-MFS (Ecuaciones 127 (tasa de utilización de sustratos, r_s), 127a (tasa de crecimiento de microorganismos en la biopelícula, μ o r_g), y 127b (tasa de producción de metano, r_{CH_4})) y relaciones entre tasas metabólicas (r_g versus r_s (Ecuaciones 127c, 127e), r_{CH_4} versus r_s (Ecuaciones 127d, 127f)). En cuanto a las Ecuaciones 130 y 130a, son modificaciones de las Ecuaciones 127 y 127a, respectivamente para incluir el coeficiente actividad-temperatura de la Ecuación de Van't Hoff (1884). En el reactor DI-FAFS, las tasas metabólicas fueron estimadas para las bacterias metanogénicas, *Methanobacterium sp.*, y *Metanococcus sp.*, como se muestra en la Tabla 27, cuyas curvas de crecimiento y producción de metano fueron mostrados en las Figuras 25 y 26, respectivamente.

Los resultados de los parámetros estimados para el **MH No. 5** han dado para *Methanobacterium sp.*, en cuanto a la Ecuación 127, un valor promedio de $r_{m,s}$ de 39.47 mg L⁻¹ h⁻¹, variando entre 35.61 y 43.33 mg L⁻¹ h⁻¹, para el coeficiente de velocidad media o de saturación (K_s) de -830.40 mg L⁻¹, variando entre -885.84 y -774.95 mg L⁻¹.

En cuanto a la Ecuación 127a, resultaron valores promedios similares a temperaturas de 20 y 27 °C de μ_m de - y -11.75 UFC mL⁻¹ h⁻¹, compartiendo intervalos similares, para K_s de -733.83 y -527.7 mg L⁻¹, respectivamente, mientras que se obtuvo una variación significativa de estos parámetros para la tasa de crecimiento de *Methanobacterium sp.*, a temperatura de 34 °C con valores promedios de μ_m de -10340.2 UFC mL⁻¹ h⁻¹, y para K_s de -1071.77 mg L⁻¹.

Con respecto a los resultados en los parámetros de la Ecuación 127b $r_{CH_4,m}$, para las temperaturas de 20, 27 y 34 °C, se encontraron valores similares entre -2.91 y -4.47 mg d⁻¹ y variando moderadamente respecto de K_s entre -66.39 y -472.51 mg L⁻¹

Comparativamente, las Ecuaciones 127c (función lineal) y 127e (función exponencial), las cuales equivalentemente relacionan a la tasa de crecimiento de los microorganismos con la tasa de

utilización de sustratos por éstos, comprueban que existe una tasa de crecimiento significativamente más alta, en el orden de 10^4 veces al cambiar la temperatura de operación desde 20 °C ($Y: 0.2$ (UFC $\text{mL}^{-1}\text{h}^{-1}$):($\text{mg L}^{-1}\text{h}^{-1}$), $r_{g(0)}: 21.54$ UFC $\text{mL}^{-1}\text{h}^{-1}$ para $Y_s : 0.003$ (1: $\text{mg L}^{-1}\text{h}^{-1}$)) y 27 °C ($Y: 0.11$ (UFC $\text{mL}^{-1}\text{h}^{-1}$):($\text{mg L}^{-1}\text{h}^{-1}$), $r_{g(0)}: 13.71$ UFC $\text{mL}^{-1}\text{h}^{-1}$ para $Y_s : 0.001$ (1: $\text{mg L}^{-1}\text{h}^{-1}$)) hasta 34 °C ($Y: 594.40$ (UFC $\text{mL}^{-1}\text{h}^{-1}$):($\text{mg L}^{-1}\text{h}^{-1}$), $r_{g(0)}: 6477.06$ UFC $\text{mL}^{-1}\text{h}^{-1}$ para $Y_s : 0.01$ (1: $\text{mg L}^{-1}\text{h}^{-1}$)).

Así mismo la tasa de cambio del crecimiento a medida que el sustrato cambia está significando una variación más pronunciada en la función exponencial que en la función lineal. Con respecto a las relaciones matemáticas lineales y exponenciales para determinar la asociación entre la tasa de producción de metano y la tasa de utilización de sustratos, para la relación lineal se obtuvo un coeficiente Y_{CH_4} , representando a una pendiente baja, en el orden de 10^{-2} (mg d^{-1}):($\text{mg L}^{-1}\text{h}^{-1}$), siendo similar para las tres temperaturas, que reduciría en 100 veces a r_s y que sería complementado por un valor constante, que también resultó similar para las tres temperaturas, variando en valores promedios desde 12.83 hasta 13.47 mg d^{-1} , dando valores relativamente estables de r_{CH_4} .

En cuanto al modelo exponencial para predecir r_{CH_4} , (Ecuación 127f) a partir de la atenuación efectuada por la función exponencial sobre el coeficiente $r_{CH_4(0)}$, se encontró que $r_{CH_4(0)}$ no varió significativamente entre las temperaturas desde 20 °C (1.24 mg d^{-1}), 27 °C (2.87 mg d^{-1}), hasta 34 °C (13.90 mg d^{-1}). El coeficiente Y_s reduce los valores de r_s en el orden de 100 veces causando una variación gradual de $r_{CH_4(0)}$. El coeficiente Y_s reduce los valores de r_s hasta en el orden de 1000 veces causando una variación gradual de $r_{CH_4(0)}$. En cuanto a las Ecuaciones 130 y 130a, se encontraron cambios no significativos con respecto a las Ecuaciones 127 y 127a por el efecto del coeficiente actividad-temperatura.

Los resultados de los parámetros estimados para el **MH No. 5** han dado para *Methanococcus sp.*, en cuanto a la Ecuación 127, $[r_s = \frac{dS}{dt} = -r_{m,s} \frac{S_e}{(S_e + K_s)}]$ un valor promedio de $r_{m,s}$ de 39.47 $\text{mg L}^{-1} \text{h}^{-1}$, variando entre 35.61 y 43.33 $\text{mg L}^{-1} \text{h}^{-1}$, para el coeficiente de velocidad media o de saturación (K_s) de -830.40 mg L^{-1} , variando entre -885.84 y -774.95 mg L^{-1} .

En cuanto a la Ecuación 127a, para *methanobacterium sp.*, un valor promedio de μ_m de -13.47 UFC $\text{mL}^{-1} \text{h}^{-1}$, variando entre -16.44 y -10.49 UFC $\text{mL}^{-1} \text{h}^{-1}$, para K_s de -733.83 mg L^{-1} , variando entre -876.67 y -590.99 mg L^{-1} .

En cuanto a la Ecuación 127a, para *Methanococcus Sp.* resultaron valores promedios similares a temperaturas de 20 y 27 °C de μ_m de -3.57 y -2.89 UFC $\text{mL}^{-1} \text{h}^{-1}$, compartiendo

intervalos similares, para K_s de -801.96 y -1413.6 mg L⁻¹, respectivamente, mientras que se obtuvo una variación significativa de estos parámetros para la tasa de crecimiento de *Methanococcus* sp., a temperatura de 34 °C con valores promedios de μ_m de -1382.7 UFC mL⁻¹ h⁻¹, y para K_s de -915.43 mg L⁻¹.

Con respecto a los resultados en los parámetros de la Ecuación 127b $r_{CH_4,m}$, para las temperaturas de 20, 27 y 34 °C, se encontraron valores similares entre -3.13 y -6.02 mg d⁻¹ y variando ligeramente respecto de K_s entre -121.88 y -429.55 mg L⁻¹. Comparativamente, las Ecuaciones 127c (función lineal) y 127e (función exponencial), las cuales equivalentemente relacionan a la tasa decrecimiento de los microorganismos con la tasa de utilización de sustratos por éstos, comprueban que existe una tasa de crecimiento significativamente más alta, en el orden de 10³ veces al cambiar la temperatura de operación desde 20 °C (Y : 0.18 (UFC mL⁻¹h⁻¹):(mg L⁻¹h⁻¹), $r_{g(0)}$: 14.38 UFC mL⁻¹h⁻¹ para Y_s 0.004 (1: mg L⁻¹h⁻¹)) y 27 °C (Y : 0.12 (UFC mL⁻¹h⁻¹):(mg L⁻¹h⁻¹), $r_{g(0)}$: 0.06 UFC mL⁻¹h⁻¹ para Y_s : 0.07 (1: mg L⁻¹h⁻¹)) hasta 34 °C (Y : 44.35 (UFC mL⁻¹h⁻¹):(mg L⁻¹h⁻¹), $r_{g(0)}$: 1418.23 UFC mL⁻¹h⁻¹ para Y_s : 0.009 (1: mg L⁻¹h⁻¹)). Así mismo la tasa de cambio del crecimiento a medida que el sustrato cambia está significando una variación más pronunciada en la función exponencial que en la función lineal. Con respecto a las relaciones matemáticas lineales y exponenciales para determinar la asociación entre la tasa de producción de metano y la tasa de utilización de sustratos, para la relación lineal se obtuvo un coeficiente Y_{CH_4} , representando a una pendiente baja, en el orden de 10⁻² (mg d⁻¹):(mg L⁻¹h⁻¹), siendo similar para las tres temperaturas, que reduciría en 100 veces a r_s y que sería complementado por un valor constante, que también resultó similar para las tres temperaturas, variando en valores promedios desde 0 hasta 12.83 mg d⁻¹, dando valores relativamente estables de r_{CH_4} .

En cuanto al modelo exponencial para predecir r_{CH_4} , (Ecuación 127f) a partir de la atenuación efectuada por la función exponencial sobre el coeficiente $r_{CH_4(0)}$ se encontró que $r_{CH_4(0)}$ no varió significativamente entre las temperaturas desde 20 °C (1.24 mg d⁻¹), 27 °C (3.20 mg d⁻¹), hasta 34 °C (4.80 mg d⁻¹). El coeficiente Y_s reduce los valores de r_s hasta en el orden de 1000 veces causando una variación gradual de $r_{CH_4(0)}$. En cuanto a las Ecuaciones 130 y 130a, se encontraron cambios no significativos con respecto a las Ecuaciones 127 y 127a por el efecto del coeficiente actividad-temperatura.

En el **MH No.6** (Ecuación 131, $[\frac{S_e}{S_i} = \exp[-k_1(A)^{T-20}(\frac{D_1}{D_2})^x (COV)^{-n}] + k_2 \frac{S_e}{(COV+b)}]$, (Tabla 32)

(Maldonado et al., 2023a,b, 2024b)), se muestran los parámetros de la combinación del MH No.2 y una expresión matemática modificada de la ecuación de Monod (1942, 1949). En cuanto a los resultados de los parámetros existen dos términos representando a la tasa de utilización de sustratos por los microorganismos, k_1 y k_2 , siendo k_1 el parámetro que mayor influencia ha tenido sobre la relación S_e/S_i . Como una muestra, k_1 ha dado un valor promedio de 0.17 d^{-1} variando entre -0.55 y 0.89 d^{-1} , mientras que el valor promedio para el parámetro k_2 resultó en un valor promedio de $6 \times 10^{-4} (\text{kg m}^{-3} \text{ d}^{-1})$: $(\text{mg L}^{-1}) (0.6 \text{ d}^{-1})$, siendo un valor similar al valor promedio de k_1 . La Ecuación 130 ha dado valores similares de los exponentes, x , y , así como el coeficiente actividad-temperatura A a los obtenidos para el MH No.2. en cuanto al coeficiente b ha resultado igual a $1.60 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, estando en el orden de las COV aplicadas en el afluente al DI-FAFS

Tabla 32

Parámetros en la etapa de la calibración de las MH para el diseño de los reactores DI-FAFS

MH No.	Ec. No.	T (°C)	Par.	Und.	Prom.	Error Est.	Min.	Máx.	Ref.
1	(109)	20	K	d^{-1}	0.83	0.39	-0.01	1.68	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
		27	X		-0.21	0.07	-0.36	-0.06	
		34	N		0.09	0.34	-0.63	0.83	
2	(113)	20	K	d^{-1}	0.34	0.12	0.06	0.61	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
		27	A		1.04	0.01	1.01	1.06	
		34	X		-0.13	0.05	-0.23	-0.01	
			N		0.12	0.20	-0.32	0.56	
		20	K	d^{-1}	0.61	0.19	0.19	1.03	
		27	A		1.05	0.01	1.02	1.07	
			X		-0.06	0.05	-0.18	0.05	
			N		0.13	0.22	-0.35	0.61	
3	(118)	20	K	d^{-1}	0.04	0.08	-0.15	0.23	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
		27	X		-0.33	0.23	-0.84	0.18	
		34	M		-0.26	0.42	-1.18	0.66	
			P		-0.56	0.45	-1.55	0.42	
			N		-0.11	0.31	-0.78	0.55	
4	(123)	20	F	L mg^{-1}	-0.0000617	0.0000371	-0.000141	0.0000175	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)
		27	S	mg L^{-1}	-5161.34	967.83	-7224.23	-3098.45	
		34							
5	(127)	20	$r_{m,s}$	$\text{mg L}^{-1} \text{ h}^{-1}$	146.51	40.70	56.92	236.09	Márquez et al. (2021,2022b-c, 2023b)
		27							
		34	K_s	mg L^{-1}	1245.62	1111.2	-1200.13	3691.36	
5			Methanobacterium sp.						Maldonado et al. (2024a)
5	(127)	20	$r_{m,s}$	$\text{mg L}^{-1} \text{ h}^{-1}$	39.47	1.94	35.61	43.33	Maldonado et al. (2024a-c)
		27							
		34	K_s	mg L^{-1}	-830.40	27.94	-885.84	-774.95	
5	(127a)	20	μ_m	$\text{UFC mL}^{-1} \text{ h}^{-1}$	-13.47	1.29	-16.44	-10.49	Maldonado et al. (2024a)
			K_s	mg L^{-1}	-733.83	61.94	-876.67	-590.99	
5	(127a)	27	μ_m	$\text{UFC mL}^{-1} \text{ h}^{-1}$	-11.75	1.37	-14.58	-8.93	Maldonado et al. (2024a)
			K_s	mg L^{-1}	-527.7	67.37	-665.73	-389.72	
5	(127a)	34	μ_m	$\text{UFC mL}^{-1} \text{ h}^{-1}$	-10340.2	5959.74	-24083.4	3403.01	Maldonado et al. (2024a)
			K_s	mg L^{-1}	-1071.75	60.49	-1211.25	-932.25	
5	(127b)	20	$rCH_{4,m}$	mg d^{-1}	-3.23	0.05	-3.40	-3.07	Maldonado et al. (2024a)
			K_s	mg L^{-1}	-66.39	18.68	-125.86	-6.92	
5	(127b)	27	$rCH_{4,m}$	mg d^{-1}	-2.91	0.14	-3.36	-2.46	Maldonado et al. (2024a)
			K_s	mg L^{-1}	-272.29	69.92	-494.81	-49.29	
5	(127b)	34	$rCH_{4,m}$	mg d^{-1}	-4.47	0.84	-7.16	-1.78	Maldonado et al. (2024a)
			K_s	mg L^{-1}	-472.51	208.27	-1135.34	190.31	

5	(127c)	20	Y	(UFC mL ⁻¹ h ⁻¹):(mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.20	0.00	0.18	0.21	Maldonado et al. (2024a)
		27	Y	(UFC mL ⁻¹ h ⁻¹):(mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.11	0.11	0.11	0.11	Maldonado et al. (2024a)
		34	Y	(UFC mL ⁻¹ h ⁻¹):(mg L ⁻¹ h ⁻¹)	594.40	39.70	514.83	673.97	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	20	Y _{CH4}	(mg d ⁻¹):(mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.03	0.00	0.02	0.03	Maldonado et al. (2024a)
			Y ₀	mg d ⁻¹	12.83	0.30	12.22	13.45	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	27	Y _{CH4}	(mg d ⁻¹):(mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.03	0.00	0.02	0.03	Maldonado et al. (2024a)
			Y ₀	mg d ⁻¹	12.98	0.25	12.46	13.51	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	34	Y _{CH4}	(mg d ⁻¹):(mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.02	0.00	0.02	0.02	Maldonado et al. (2024a)
			Y ₀	mg d ⁻¹	13.47	0.30	12.81	14.12	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	20	r _{θ0}	UFC mL ⁻¹ h ⁻¹	21.54	0.89	19.75	23.33	Maldonado et al. (2024a)
			Y _s	(1:mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.003	1.5x10 ⁻⁴	0.002	0.003	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	27	r _{θ0}	UFC mL ⁻¹ h ⁻¹	13.71	0.20	13.31	14.12	Maldonado et al. (2024a)
			Y _s	(1:mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.001	1x10 ⁻⁴	0.001	0.001	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	34	r _{θ0}	UFC mL ⁻¹ h ⁻¹	6477.06	79.74	6318.82	6635.31	Maldonado et al. (2024a)
			Y _s	(1:mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.01	0.00	0.01	0.01	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	20	r _{CH4(0)}	mg d ⁻¹	1.24	0.00	1.23	1.26	Maldonado et al. (2024a)
			Y _s	(1:mg L ⁻¹ h ⁻¹)	-0.12	0.00	-0.12	-0.12	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	27	r _{CH4(0)}	mg d ⁻¹	2.87	0.15	2.37	3.37	Maldonado et al. (2024a)
			Y _s	(1:mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.002	0.00	0.00	0.00	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	34	r _{CH4(0)}	mg d ⁻¹	13.90	0.36	13.14	14.72	Maldonado et al. (2024a)
			Y _s	(1:mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.001	0.0001	0.001	0.001	Maldonado et al. (2024a)
5	(130)	20	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h ⁻¹	42.99	2.14	38.76	47.21	Maldonado et al (2024a-c)
		27							
		34	K _s	mg L ⁻¹	-728.11	21.72	-770.95	-685.26	
5	(130a)		A	-	1.01	0.003	0.99	1.01	
		20	μ _m	UFC mL ⁻¹ h ⁻¹	-9.61	117.51	-241.23	222.01	Maldonado et al. (2024a)
		27	K _s	mg L ⁻¹	-1098.43	11.88	-1121.85	-1075.01	Maldonado et al. (2024a)
5	(130a)	34	A	-	-1.60	1.36	-4.29	1.08	Maldonado et al. (2024a)
5	(127)	20	r _{m,s}	mg/L/h	39.47	1.94	35.61	43.33	Maldonado et al. (2024a)
		27	K _s	mg/L	-830.40	27.94	-885.84	-774.95	Maldonado et al. (2024a)
5	(127a)	20	μ _m	UFC mL ⁻¹ h ⁻¹	-3.57	0.82	-5.69	-1.44	Maldonado et al. (2024a)
			K _s	mg L ⁻¹	-801.96	29.18	-876.97	-726.94	Maldonado et al. (2024a)
5	(127a)	27	μ _m	UFC mL ⁻¹ h ⁻¹	-2.89	1.07	-5.07	-0.70	Maldonado et al. (2024a)
			K _s	mg L ⁻¹	-1413.6	35.51	-1485.51	-1341.7	Maldonado et al. (2024a)
5	(127a)	34	μ _m	UFC mL ⁻¹ h ⁻¹	-1382.7	707.20	-3013.53	248.11	Maldonado et al. (2024a)
			K _s	mg L ⁻¹	-915.43	139.66	-1237.5	-593.37	Maldonado et al. (2024a)
5	(127b)	20	rCH _{4,m}	mg d ⁻¹	-3.13	0.10	-3.37	-2.88	Maldonado et al. (2024a)
			K _s	mg L ⁻¹	-121.88	33.56	-199.28	-44.49	Maldonado et al. (2024a)
5	(127b)	27	rCH _{4,m}	mg d ⁻¹	-6.02	0.30	-7.33	-4.70	Maldonado et al. (2024a)
			K _s	mg L ⁻¹	-202.70	75.53	-527.72	122.31	Maldonado et al. (2024a)
5	(127b)	34	rCH _{4,m}	mg d ⁻¹	-4.76	0.88	-7.57	-1.94	Maldonado et al. (2024a)
			K _s	mg L ⁻¹	-429.55	224.40	-1143.72	284.61	Maldonado et al. (2024a)
5	(127c)	20	Y	(UFC mL ⁻¹ h ⁻¹):(mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.18	0.00	0.18	0.19	Maldonado et al. (2024a)
		27	Y	(UFC mL ⁻¹ h ⁻¹):(mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.12	0.00	0.09	0.15	Maldonado et al. (2024a)
5	(127c)	34	Y	(UFC mL ⁻¹ h ⁻¹):(mg L ⁻¹ h ⁻¹)	44.35	6.78	29.00	59.70	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	20	Y _{CH4}	(mg d ⁻¹):(mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.03	0.00	0.02	0.03	Maldonado et al. (2024a)
			Y ₀	mg d ⁻¹	12.83	0.30	12.22	13.45	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	27	Y _{CH4}	(mg d ⁻¹):(mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.07	0.002	0.07	0.08	Maldonado et al. (2024a)
			Y ₀	mg d ⁻¹	0.00	0.00	0.00	0.00	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	34	Y _{CH4}	(mg d ⁻¹):(mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.03	0.01	0.01	0.06	Maldonado et al. (2024a)
			Y ₀	mg d ⁻¹	4.49	0.42	3.40	5.57	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	20	r _{θ0}	UFC mL ⁻¹ h ⁻¹	14.38	1.10	12.07	16.69	Maldonado et al. (2024a)
			Y _s	(1:mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.004	0.0002	0.003	0.004	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	27	r _{θ0}	UFC mL ⁻¹ h ⁻¹	0.06	0.02	0.00	0.12	Maldonado et al. (2024a)
			Y _s	(1:mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.07	0.00	0.06	0.08	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	34	r _{θ0}	UFC mL ⁻¹ h ⁻¹	1418.23	169.64	1081.09	1755.37	Maldonado et al. (2024a)
			Y _s	(1:mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.009	0.0008	0.008	0.01	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	20	r _{CH4(0)}	mg d ⁻¹	1.24	0.00	1.23	1.26	Maldonado et al. (2024a)
			Y _s	(1:mg L ⁻¹ h ⁻¹)	-0.12	0.00	-0.12	-0.12	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	27	r _{CH4(0)}	mg d ⁻¹	3.20	0.68	1.03	5.37	Maldonado et al. (2024a)
			Y _s	(1:mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.003	0.001	-1x10 ⁻⁴	0.007	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	34	r _{CH4(0)}	mg d ⁻¹	4.80	0.48	3.24	6.35	Maldonado et al. (2024a)
			Y _s	(1:mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.001	5x10 ⁻⁴	-3x10 ⁻⁴	0.003	Maldonado et al. (2024a)
5	(130)	20	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h ⁻¹	42.99	2.14	38.76	47.21	Maldonado et al.(2024a-c)
		27	K _s	mg L ⁻¹	-728.11	21.72	-770.95	-685.26	
		34	A	-	1.00	0.00	0.99	1.01	
5	(130a)	20	μ _m	UFC mL ⁻¹ h ⁻¹	-0.28	0.70	-1.68	1.11	Maldonado et al. (2024a)
		27	K _s	mg L ⁻¹	-981.2	0.31	-2.44	-1.17	Maldonado et al. (2024a)
		34	A	-	-1.80	32.33	-1045.47	-917.09	Maldonado et al. (2024a)
6	(131)	20	k ₁	d ⁻¹	0.17	0.33	-0.55	0.89	Maldonado et al. (2023a,b, 2024b)
		27							
		34							
			A		1.08	0.05	0.95	1.20	
			X		-0.15	0.14	-0.47	0.16	
			N		0.17	1.11	-2.25	2.60	
			k ₂	(kg m ⁻³ d ⁻¹): (mg L ⁻¹)	0.0006	0.0007	-0.0009	0.002	
			B	kg m ⁻³ d ⁻¹	1.60	5.45	-10.26	13.48	

Ajuste Estadístico en la Etapa de la Calibración de los MH para el Diseño de los Reactores DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS. En la Tabla 28 se pueden observar los estadísticos de ajuste en la etapa de la calibración de los seis MH, los cuales han sido calibrados para suministrar intervalos de parámetros a fin de ser usados para el diseño del DI-FAFS.

El **MH No. 1** representado por la Ecuación 109 $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (COV)^{-n} \right] \right]$, (Tabla 32) estuvo conformado por tres parámetros (p), k , x , y n y tres variables independientes, la concentración del LRS en la entrada al DI-FAFS (S_i), la relación de las profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2) y la COV (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MH No. 1 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.68 y R^2_{ajust} , igual a 0.63. Según De la Vara y Gutiérrez (2008) indican que para fines de predicción se recomienda un coeficiente de determinación ajustado de al menos 0.7. El R^2_{ajust} es la variable de preferencia en contraste con el coeficiente de determinación (R^2) debido a que en las ecuaciones que poseen entre 3 y 5 variables independientes, R^2_{ajust} contribuye a valorar el aporte en la explicación de la variable de respuesta. En cuanto a los EEE y EMA resultaron valores de 327 y 246. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.49, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de 3 variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 1.05 y d_U es igual a 1.53, debido a que d es muy próximo a d_U , por lo tanto no existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 1. El estadístico de prueba F_0 , representados por F_{0c} (117.5) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.34, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 1 (Ecuación 109) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

En la de la sección de Anexos (Tabla 2A), se observan los siguientes resultados para una solución diferente para los datos de entrada al MH No 1, (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)) el número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 20, el número de variables de 3, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 7, para un total de 27

datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MH No. 1 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.70 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.67. En cuanto a los EEE y EMA resultaron valores de 323 y 246. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.51, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 20 y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 1.10 y d_U es igual a 1.54, debido a que d es muy próximo a d_U , por lo tanto no existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 1 (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MH No. 2** representado por la Ecuación 113, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^T\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (cov)^{-n}\right]\right]$, (Tabla 33), estuvo constituido por cuatro parámetros (p), k , A , x , y n y cuatro variables independientes, la concentración del LRS en la entrada al DI-FAFS (S_i), la temperatura (T), la relación de las profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2) y la COV (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico de la Ecuación 113 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.89 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.86. En cuanto a los EEE y EMA resultaron valores de 193 y 124. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.89, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de 4 variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.93 y d_U es igual a 1.69, debido a que d es mayor a d_U , por lo tanto no existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 2 (Ecuación 113). El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (248) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.03, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 2 (Ecuación 113) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

En la Tabla 2A de la sección de Anexos, se observan los siguientes resultados para una solución diferente para los datos de entrada al MH No 2, (Ecuación 113) (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b) el número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MH No. 2 a las observaciones dio

como resultados R^2 igual a 0.85 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.82. En cuanto a los EEE y EMA resultaron valores de 232 y 147. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 2.10, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18 y (4-1) variables independientes, un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.93 y d_U es igual a 1.69, debido a que d es mayor a d_U , por lo tanto no existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 2 (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MH No. 2** representado por la Ecuación 114 $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (COV)^{-n} \right] \right]$, estuvo constituido por cuatro parámetros (p), k , A , x , y n (Tabla 33) y cuatro variables independientes, la concentración del LRS en la entrada al DI-FAFS (S_i), la temperatura (T), la relación de las profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2) y la COV (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 19, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 8, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico de la Ecuación 114 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.89 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.87. En cuanto a los EEE y EMA resultaron valores de 211 y 241. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.55, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 19, un número de (4-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.97 y d_U es igual a 1.68, debido a que d es menor a d_U , por lo tanto existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la no independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 2 (Ecuación 141) El estadísticos de prueba F_0 , representado por F_{0c} (151.34) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.11, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 2 (Ecuación 114) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

En la Tabla 2A de la sección de Anexos, se observan los siguientes resultados para una solución diferente para los datos de entrada al MH No. 2, (Ecuación 114) (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b) el número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 19, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 8, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MH No. 2 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.91 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.89. En cuanto a los EEE y EMA resultaron valores

de 176 y 104. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.93, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 19, un número de (4-1) variables independientes y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.97 y d_V es igual a 1.68, debido a que d es mayor a d_V , por lo tanto no existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 2 (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

Además, en la Tabla 2A de la sección de Anexos, se observan los siguientes resultados para otra solución diferente para los datos de entrada al MH No 3, (Ecuación 114) (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b) el número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MH No. 3 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.73 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.67. En cuanto a los EEE y EMA resultaron valores de 0.07 y 0.04. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 2.05, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de parámetros a 18, un número de (4-1) variables independientes y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.93 y d_V es igual a 1.69, debido a que $d_L > d > d_V$, por lo tanto no existe decisión en cuanto a la correlación entre residuos consecutivos, ni la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para este ajuste del MH No. 3 (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MH No. 3** representado por la Ecuación 118 $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (S_{a1})^m (S_{a2})^p (COV)^{-n}\right]\right]$, (Tabla 33), estuvo constituido por cuatro parámetros (p), k , x , m , p , y n y seis variables independientes, la concentración del LRS en la entrada al DI-FAFS (S_i), el área superficial específica 1 (S_{a1}) el área superficial específica 2 (S_{a2}), la relación de las profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2) y la COV (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico de la Ecuación 118 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.71 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.62. En cuanto a los EEE y EMA resultaron valores de 281 y 188. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.87, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de parámetros igual a 18, un número de (6 -1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L , es igual 0.71 y d_V es igual a 2.06, debido a que $d_L < d < d_V$, no se puede determinar la existencia de ninguna entre residuos consecutivos, ni la independencia entre mediciones consecutivas en los datos

experimentales para el ajuste del MH No. 2 (Ecuación 118). El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (53.43) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.11, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 3 (Ecuación 118) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

En la Tabla 2A de la sección de Anexos, se observan los siguientes resultados para una solución diferente para los datos de entrada al MH No 3, (Ecuación 118) (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b) el número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MH No. 3 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.62 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.53. En cuanto a los EEE y EMA resultaron valores de 251 y 188. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.38, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (6-1) variables independientes y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.71 y d_U es igual a 2.06, debido a que $d_L < d < d_U$, no se puede determinar la existencia de ninguna correlación entre residuos, ni la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 3 (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MH No. 4** representado por la Ecuación 123, [$R = \frac{S_e}{S_i} = [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)]$], (Tabla 28), estuvo constituido por la variable dependiente siendo (S_e/S_i), dos parámetros (p), f , y una variable independiente, la concentración del LRS en la entrada al DI-FAFS (S_i) (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 17, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 10, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico de la Ecuación 123 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.15 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.10. En cuanto a los EEE y EMA resultaron valores de 19.56 y 15.58. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 2.43, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de 2 variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 1.16 y d_U es igual a 1.39, debido a que d es mayor a d_U , por lo tanto no existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 2 (Ecuación 118). El estadístico de prueba F_0 ,

representado por F_{0c} (114.2) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.81, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 4 (Ecuación 123) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MH No. 5** representado por la Ecuación 127, [$r_s = \frac{dS}{dt} = -r_{m,s} \frac{S_e}{(S_e + K_s)}$], (Tabla 33), estuvo constituido por la variable dependiente siendo r_s , dos parámetros (p), $r_{m,s}$, y K_s y una variable independiente, la concentración de LRS en la salida del DI-FAFS (S_e) (Maldonado et al., (2024a-c)). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 100, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 119, para un total de 219 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico de la Ecuación 127 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.67 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.67. En cuanto a los EEE y EMA resultaron valores de 19.56 y 15.58. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.42, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 100, un número de 1 variable independiente, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 1.65 y d_U es igual a 1.69, debido a que d es menor a d_U , por lo tanto existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la dependencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 5 (Ecuación 127). El estadístico de prueba F_0 , representados por F_{0c} (768.5) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.09, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 5 (Ecuación 127) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

Los ajustes estadísticos de las tasas representadas para el **MH No. 5**, correspondientes a la utilización de sustratos (Ecuación 127, [$r_s = \frac{dS}{dt} = -r_{m,s} \frac{S_e}{(S_e + K_s)}$], (Tabla 33), crecimiento microbiano (Ecuación 127a), [$\mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S}$] y producción de metano (Ecuación 127b), [$rCH_4 = rCH_{4m} \frac{S}{K_s + S}$] dieron mayormente para *Methanobacterium sp.*, R^2 variando entre 0.61 y 0.8, $R^2_{adj.}$ entre 0.56 y 0.77, mientras para *Methanococcus sp.*, R^2 variando entre 0.51 y 0.88, $R^2_{adj.}$ entre 0.44 y 0.88. En general para los resultados de los dos grupos, los errores estándar de estimación y errores medios absolutos cuya magnitud dependió de la variable estimada, coeficientes de Durbin-Watson demostrando independencia de los residuos y estadístico de prueba F_0 , representados por F_{0c} dio valores mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$), confirmando la

significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 5) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

Los ajustes estadísticos de las relaciones entre tasas representadas por una función lineal y una función exponencial univariable, incluidas dentro del MH No. 5, correspondientes a r_s versus r_g (Ecuaciones 127c y 127e, (Tabla 28)), r_{ch4} versus r_s (Ecuaciones 127d y 127f), dieron mayormente para *Methanobacterium sp.*, en la función lineal, R^2 variando entre 0.55 y 0.85, $R^2_{adj.}$ entre 0.55 y 0.85, mientras en la función exponencial, R^2 variando entre 0.82 y 0.99 $R^2_{adj.}$ entre 0.82 y 0.99. Para *Methanococcus sp.*, en la función lineal, R^2 variando entre 0.55 y 0.96 $R^2_{adj.}$ entre 0.55 y 0.96, mientras en la función exponencial, R^2 variando entre 0.66 y 0.98 $R^2_{adj.}$ entre 0.66 y 0.98. En general para los resultados de los dos grupos, los errores estándar de estimación y errores medios absolutos cuya magnitud dependió de la variable estimada, coeficientes de Durbin-Watson demostrando igualmente independencia de los residuos y estadístico de prueba F_0 , representados por F_{0c} dio valores mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$), confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 5) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MH No. 5** representado por la Ecuación 130, $[r_s = \frac{ds}{dt} = -r_{m,s}A^{T-20} \frac{S_e}{(S_e+K_s)}]$, (Tabla 33), estuvo constituido por la variable dependiente siendo r_s , tres parámetros (p), $r_{s,m}$, K_s y A , dos variables independientes, la temperatura (T), la concentración de LRS en la salida del DI-FAFS (S_e) (Maldonado et al. (2024a-c)). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 198, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 19, para un total de 217 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico de la Ecuación 130 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.56 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.55. En cuanto a los EEE y EMA resultaron valores de 22.10 y 17.78. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 0.98, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 198, un número de (2-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 1.65 y d_V es igual a 1.69, debido a que $d_L < d < d_V$, no se puede determinar existencia de correlación entre residuos consecutivos, ni la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 5 (Ecuación 130). El estadístico de prueba F_0 , representados por F_{0c} (787.4) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) = 2.61, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No.

5 (Ecuación 130) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MH No. 6** representado por la Ecuación 131, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (\text{COV})^{-n} \right] + k_2 \frac{S_e}{(\text{COV}+b)} \right]$, (Tabla 33), estuvo constituido por la variable dependiente siendo (S_e/S_i) , tres parámetros (p) , k_1 , A , x , n , k_2 , b , cuatro variables independientes, la relación de las profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2) , la temperatura (T) , la concentración de LRS en la salida del DI-FAFS (S_e) , la COV (Maldonado et al. (2024a-c)). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico de la Ecuación 131 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.71 y R^2_{adj} , igual a 0.59. En cuanto a los EEE y EMA resultaron valores de 0.086 y 0.057. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 2.51, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de $(4-1)$ variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.93 y d_U es igual a 1.69, debido a que d es mayor a d_U , por lo tanto no existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 6 (Ecuación 131). El estadístico de prueba F_0 , representados por F_{0c} (98.18) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F $(F_{GL,n-GL-1}) = 3.09$, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 5 (Ecuación 130) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

Tabla 33

Parámetros estadísticos de ajuste en la etapa de la calibración de los MH para el diseño de los DI-FAFS.

MH	Ec.	T (°C)	VD	p	n ₁	n ₂	R ²	R ² _{adj.}	EEE	EMA	d	GL	F _{0c}	F _{GL,n-GL-1}	Ref.
1	(109)	20, 27, 34	S _e	3	18	9	0.68	0.63	327	246	1.49	3	117.5	3.34	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
2	(113)	20, 27, 34	S _e	4	18	9	0.89	0.86	193	124	1.89	4	248	3.03	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
2	(114)	20, 27, 34	S _e	4	19	8	0.89	0.87	211	141	1.55	4	151.34	3.11	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
3	(118)	20, 27, 34	S _e	5	18	9	0.71	0.62	281	188	1.87	5	53.43	3.11	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
Methanobacterium sp															
5	(127)	20, 27, 34	r _s	2	100	119	0.67	0.67	19.56	15.58	1.42	2	768.5	3.09	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(127a)	20,	μ	2	10	56	0.80	0.77	3.15	1.99	2.27	2	333.1	4.46	Maldonado et al. (2024a)
5	(127a)	27	μ	2	30	21	0.67	0.66	5.72	5.24	1.93	2	167.1	3.34	Maldonado et al. (2024a)
5	(127a)	34	μ	2	10	110	0.61	0.56	46999.9	39462.6	0.91	2	11.4	4.46	Maldonado et al. (2024a)
5	(127b)	20,	rCH ₄	2	5	61	0.79	0.72	0.03	0.02	2.87	2	1039.1	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(127b)	27	rCH ₄	2	5	61	0.78	0.70	0.07	0.05	2.04	2	5398.1	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(127b)	34	rCH ₄	2	5	115	0.46	0.27	0.61	0.41	0.87	2	260.1	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(127c)	20,	r _g	1	55	11	0.69	0.69	9.70	8.98	0.86	1	867.60	4.08	Maldonado et al. (2024a)
5	(127c)	27	r _g	1	40	11	-	-	6.89	6.02	1.43	1	184.9	4.08	Maldonado et al. (2024a)
5	(127c)	34	r _g	1	56	62	0.55	0.55	29977.3	18387.0	1.59	1	224.1	4.00	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	20,	rCH ₄	2	31	20	0.85	0.85	0.72	0.57	1.06	2	7880.3	3.33	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	27	rCH ₄	2	39	12	0.85	0.85	0.83	0.73	0.86	2	7490.77	3.23	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	34	rCH ₄	2	16	35	0.92	0.92	0.68	0.54	0.99	2	4807.5	3.74	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	20,	r _g	2	50	16	0.87	0.87	5.65	4.70	1.38	2	1093.6	3.23	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	27	r _g	2	40	11	0.82	0.82	0.96	0.87	0.63	2	5892.44	3.23	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	34	r _g	2	100	18	0.99	0.99	1606.0	1075.2	1.74	2	66161.60	3.09	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	20,	rCH ₄	2	5	58	0.99	0.99	3x10 ⁻⁴	2x10 ⁻⁴	1.37	2	62846725	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	27	rCH ₄	2	5	46	0.82	0.76	0.07	0.05	2.86	2	6228.2	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	34	rCH ₄	2	15	36	0.84	0.83	0.91	0.73	1.02	2	2525.3	3.81	Maldonado et al. (2024a)
5	(130)	20, 27, 34	r _s	2	198	19	0.56	0.55	22.1	17.78	0.98	2	787.3	2.61	Maldonado et al. (2024a)
5	(130a)	20, 27, 34	μ	2	219	3	0.41	0.41	43690.7	23727.7	2.28	2	78.4	2.61	Maldonado et al. (2024a)
5	(130)	20, 27, 34	r _g	3	198	19	0.55	0.55	22.10	17.78	0.98	3	787.4	2.61	Maldonado et al. (2024a-c)
Methanococcus sp.															
5	(127a)	20,	μ	2	7	108	0.88	0.85	3.55	2.77	2.72	2	48.0	5.41	Maldonado et al. (2024a)
5	(127a)	27	μ	2	40	32	0.55	0.54	14.36	9.75	2.00	2	74.3	3.23	Maldonado et al. (2024a)
5	(127a)	34	μ	2	10	111	0.51	0.44	2333.9	1557.88	2.01	2	17.6	4.46	Maldonado et al. (2024a)
5	(127b)	20,	rCH ₄	2	10	56	0.56	0.51	0.10	0.07	2.39	2	5708.1	4.46	Maldonado et al. (2024a)
5	(127b)	27	rCH ₄	2	4	27	0.74	0.71	0.12	0.07	3.04	2	6434.0	19.0	Maldonado et al. (2024a)
5	(127b)	34	rCH ₄	2	5	115	0.42	0.23	0.86	0.50	1.97	2	132.1	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(127c)	20,	r _g	1	40	26	0.96	0.96	3.27	2.82	1.32	1	3710.95	4.08	Maldonado et al. (2024a)
5	(127c)	27	r _g	1	5	27	0.55	0.55	1.28	0.92	1.34	1	172.55	6.94	Maldonado et al. (2024a)
5	(127c)	34	r _g	1	10	103	0.57	0.57	2626.96	2132.2	1.58	1	42.7	5.12	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	20,	rCH ₄	2	31	20	0.85	0.85	0.72	0.57	1.06	2	7880.3	3.33	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	27	rCH ₄	2	5	27	0.77	0.77	0.35	0.24	0.90	2	1215.5	7.71	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	34	rCH ₄	2	7	107	0.72	0.66	0.48	0.34	2.84	2	515.9	5.79	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	20,	r _g	2	20	46	0.93	0.93	4.92	3.81	2.04	2	454.8	4.46	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	27	r _g	2	8	24	0.98	0.98	1.81	1.15	2.46	2	434.5	5.14	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	34	r _g	2	90	23	0.47	0.47	1656.0	1289.1	1.16	2	346.3	3.09	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	20,	rCH ₄	2	5	58	0.99	0.99	5x10 ⁻⁴	3x10 ⁻⁴	1.76	2	1x10 ⁸	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	27	rCH ₄	2	5	100	0.75	0.67	0.52	0.37	2.77	2	317.0	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	34	rCH ₄	2	5	109	0.66	0.56	0.05	0.39	2.18	2	209.2	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(130)	20, 27, 34	r _s	2	198	19	0.56	0.55	22.1	17.78	0.98	2	787.3	2.61	Maldonado et al. (2024a)
5	(130a)	20, 27, 34	μ	2	99	209	0.76	0.76	1348.0	770.1	2.47	2	154.2	2.70	Maldonado et al. (2024a)
6	(131)	20, 27, 34	S _e /S _i	6	18	9	0.71	0.59	0.086	0.057	2.51	6	98.18	3.09	Maldonado et al. (2023a,b, 2024b)

Nota: VD: variable dependiente, p: número de parámetros, n₁: número de datos en la calibración, n₂: número de datos en la validación, R²: coeficiente de determinación, R²_{ajust.}: coeficiente de determinación ajustado, EEE: Error estándar del estimado, EMA: Error medio absoluto, d: estadístico de Durbin-Watson, GL: grados de libertad, F_{0c}: estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la calibración, F_{GL,n-GL-1} estadístico teórico de la función F. * μ = r_g

Calibración de los MH para el Diseño de los Reactores TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS. En la Tabla 34 se presentan los resultados de los parámetros que han formado parte de la estructura matemática en los seis MH formulados para el diseño del reactor TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS, como ha sido mostrado en los resultados del objetivo específico No. 3. Los seis MH pueden ser usados para estimar la variable asociada a la concentración del efluente (S_e) a los FAFA-MFS, y los índices como la relación remanente de sustrato en el efluente de los FAFA-MFS, S_e/S_i y las tasas metabólicas de la digestión anaeróbica de la MO contenida en los LRS tratados en los FAFA-MFS. Los seis MH han involucrado al MH No. 1 (Ecuación 110), MH No. 2 (Ecuaciones 115-116), MH No. 3 (Ecuaciones 119-121), MH No. 4 (Ecuación 123), MH No. 4 (Ecuaciones 127 y 130), así como MH No. 6 (Ecuación 132).

En la Tabla 34 se puede observar que para cada uno de los seis MH han sido reportados los estadísticos asociados a cada uno de los parámetros o coeficientes cinéticos que han constituido a cada uno de los seis MH para el diseño del reactor TRI-FAFS. Los estadísticos han incluido a los valores representando a la media, error estándar, intervalo de variación aproximada de los parámetros del MH a un nivel de confianza de 95 % representado por los estadísticos, mínimo y máximo. En la sección de anexos se han incluido las Tablas 3A y 4A, conteniendo los coeficientes cinéticos de los MH No. 1 a MH No. 3, los cuales fueron estimados mediante soluciones diferentes para los datos de las variables independientes en cada uno de las ecuaciones representando a los MH, como una muestra comparativa de la variación de los parámetros obtenidos con los datos experimentales desde el RSG.

Adicionalmente, en la Tabla 35 se suministran los parámetros de ajuste estadístico de cada uno de los seis MH conteniendo como parámetros estadísticos al número de parámetros dentro de la estructura matemática de cada ecuación (p), el número de datos usados en la etapa de la calibración (n_1), el número de datos usados en la etapa de la validación (n_2), el coeficiente de determinación (R^2), el coeficiente de determinación ajustado (R^2_{adj}), el error estándar de estimación, el error medio absoluto (EMA), el coeficiente de Durbin-Watson (d) y el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$).

En el **MH No. 1** (Ecuación 110 [$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k\left(\frac{p_1}{p_2}\right)^x\left(\frac{p_2}{p_3}\right)^y(\text{cov})^{-n}\right]$], (Tabla 34) (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b), el coeficiente de reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de

microorganismos k ha dado un valor promedio de 5.63 d^{-1} , variando entre -1.14 y 12.40 d^{-1} . Los exponentes de la relación de profundidades del TRI-FAFS (x, y) y la COV (n) dieron valores promedios de 0.12 , 0.32 y 0.14 , respectivamente. Los errores de estimación de los parámetros han resultado mayormente en el orden de 10^{-1} - 10^1 .

En la Tabla 3A se muestran valores de similares a los coeficientes cinéticos observados en la Tabla 29 para k , x , y , n (Maldonado et al. (2018,2020,2022b-c, 2023b). Para cada uno de los parámetros del MH No. 1, el rango de valores comprendidos entre el valor mínimo y el máximo mostrados en la Tabla 3A está contenido en el intervalo de los valores de los parámetros indicados en la Tabla 29.

El **MH No. 2** (Ecuaciones 115, $\left[\frac{s_e}{s_i} = \exp \left[-k(A)^T \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^x \left(\frac{p_2}{p_3} \right)^y (\text{cov})^{-n} \right] \right]$ y 116, $\left[\frac{s_e}{s_i} = \exp \left[-k(A)^{T-20} \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^x \left(\frac{p_2}{p_3} \right)^y (\text{cov})^{-n} \right] \right]$, (Tabla 34) (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b), incorporó al MH No. 1 el factor asociado al coeficiente actividad-temperatura de la ecuación de Van't Hoff (1884). Como una muestra, el coeficiente k resultó en un valor promedio de 2.35 d^{-1} , variando entre 0.15 y 4.56 d^{-1} . El valor promedio del coeficiente actividad-temperatura fue de 1.01 . Los exponentes de la relación de profundidades del DI-FAFS (x, y) y la COV (n) han dado valores promedios de 0.06 , 0.20 , y 0.06 , respectivamente. Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden entre 10^{-2} y 10^1 (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b).

En cuanto a los resultados del **MH No. 2**, Ecuación 116 (Tabla 34), el hecho de incluir la expresión $(T - 20)$ para tomar en cuenta la temperatura aproximada a la que se encuentra la biomasa en un medioambiente natural, no causó influencia significativa sobre el valor promedio y los intervalos a un nivel de confianza de 95% (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b).

El **MH No. 2** (Ecuaciones 115 y 116) mostrado en la Tabla 3A conduce comparativamente a detectar que los parámetros de las Ecuaciones 115 y 116 se encuentran en el mismo orden de magnitud, en particular para la Ecuación 116, cuyos resultados han sido aleatorizados para cuatro estudios (Tablas 29 y 3A), se observa que x , y , n están en el orden de 10^{-1} , k y A en el orden de 1 a 10 (Márquez et al., 2021; Maldonado et al., 2018, 2020, 2022b-c, 2023a-c, 2024b).

En el **MH No. 3** (Ecuación 119, $\left[\frac{s_e}{s_i} = \exp \left[-k \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^x \left(\frac{p_2}{p_3} \right)^y (s_{a1})^m (s_{a2})^p (\text{cov})^{-n} \right] \right]$, (Tabla 34) (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b), se modificó el MH No.1 para incorporar el área superficial específica de F1 (S_1) y F2 (S_2). En cuanto a los resultados de los parámetros, el coeficiente de

reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos k ha dado un valor promedio de 0.52 d^{-1} , variando entre -208.32 y 209.37 d^{-1} . Los exponentes de la relación de profundidades del TRI-FAFS, S_1 , S_2 , y la COV han dado valores promedios de 0.76 , 2.32 , -1.06 y 0.09 , respectivamente. Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden entre 10^1 y 10^2 . Los valores promedio de los parámetros mostrados en la Tabla 29 están dentro de los intervalos reportados para cada parámetro en la Tabla 3A (Maldonado et al., 2018,2020,2022b-c, 2023b).

En el **MH No.3** (Ecuación 120, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^T\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(S_{a1})^m(S_{a2})^p(\text{COV})^{-n}\right]\right]$, (Tabla 34)

(Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b).se modificó el MH No.1 para incorporar la temperatura (T) mediante el coeficiente actividad-temperatura de la ecuación de Van't Hoff (1884). En cuanto a los resultados de los parámetros, el coeficiente de reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos ha dado un valor promedio de 0.65 d^{-1} , variando entre -11.20 y 12.50 d^{-1} . El coeficiente actividad- temperatura dio un valor promedio de 1.01 . Los exponentes de la relación de profundidades del TRI-FAFS, S_1 , S_2 , y la COV han dado valores promedios de -0.49 , 1.24 , 0.73 , -1.46 y 0.02 , En respectivamente. Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden entre 10^1 y 10^{-1} .

En el **MH No. 3** (Ecuación 121, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(S_{a1})^m(S_{a2})^p(\text{COV})^{-n}\right]\right]$, (Tabla 34)

(Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b), se modificó el MH No.1 para incorporar la temperatura mediante la expresión $(T - 20)$ mediante el coeficiente actividad-temperatura de la ecuación de Van't Hoff (1884). En cuanto a los resultados de los parámetros, el coeficiente de reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos k ha dado un valor promedio de 1.02 d^{-1} , variando entre -23.61 y 25.65 d^{-1} . El coeficiente actividad- temperatura dio un valor promedio de 1.02 . Los exponentes de la relación de profundidades del TRI-FAFS, S_1 , S_2 , y la COV han dado valores promedios de -0.43 , 1.31 , 0.70 , -1.43 y 0.07 , respectivamente. Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden entre 10^1 y 10^2 . Los valores promedio de los parámetros mostrados en la Ecuación 121 están dentro de los intervalos reportados para cada parámetro en la Ecuación 120 (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b).

En el **MH No. 4** (Ecuación 123, $\left[\mathbf{R} = \frac{S_e}{S_i} = [\mathbf{X} \cdot \mathbf{f} \cdot \mathbf{S} + \mathbf{f}(\mathbf{L} - \mathbf{X} \cdot \mathbf{f} \cdot \mathbf{S})]\right]$, (Tabla 34) (Maldonado et al., 2018,2020,2022b-c, 2023b)), se muestran los parámetros del primer término de la serie matemática propuesta por Stack (1957). Dos parámetros son presentados, el coeficiente de

biosorción (f) y (S) la cantidad de DQO removible que debe aplicarse por unidad de área para saturar completamente una unidad de profundidad con DQO. En cuanto a los resultados de los parámetros, f ha dado un valor promedio de $0.000018 \text{ L mg}^{-1}$, variando entre 4.01×10^{-7} y $0.0000358 \text{ mg}^{-1}$. El parámetro S ha dado valores promedios de $-1116.87 \text{ mg L}^{-1}$. Los errores de estimación de los parámetros han resultado entre 1 y 10 veces más pequeños que los valores promedios de los parámetros estimados.

En el **MH No. 5** (Ecuaciones 127, $[r_s = \frac{dS}{dt} = -r_{m,s} \frac{S_e}{(S_e + K_s)}]$ 127a-f y 130 $[r_s = \frac{dS}{dt} = -r_{m,s} A^{T-20} \frac{S_e}{(S_e + K_s)}]$, (Tabla 34) (Maldonado et al., 2024a-c), se muestran los parámetros de una expresión matemática modificada de la ecuación de Monod (1942, 1949) (Metcalf y Eddy, 1991, 2003). La Ecuación 127 es el inicio de varias formulaciones asociadas a las tasas metabólicas de la digestión anaeróbica de la MO contenida en los LRS tratados en los FAFA-MFS (Ecuaciones 127 (tasa de utilización de sustratos, r_s), 127a (tasa de crecimiento de microorganismos en la biopelícula, μ o r_g), y 127b (tasa de producción de metano, r_{CH_4}) y relaciones entre tasas metabólicas (r_g versus r_s (Ecuaciones 127c, 127e), r_{CH_4} versus r_s (Ecuaciones 127d, 127f)).

En cuanto a la Ecuación 130 son es una combinación de la Ecuación del Modelo M(116) y la modificada de Mondo para incluir el coeficiente actividad-temperatura de la Ecuación de Van't Hoff (1884). En el reactor TRI-FAFS, las tasas metabólicas fueron estimadas para las bacterias *Clostridium sp.*, como se muestra en la Tabla 29.

Los resultados de los parámetros estimados para el MH No.5 han dado para *Clostridium sp.*, en cuanto a la Ecuación 127, un valor promedio de $r_{m,s}$ de $39.58 \text{ mg L}^{-1} \text{ h}^{-1}$, variando entre 36.15 y $43.0 \text{ mg L}^{-1} \text{ h}^{-1}$, para el coeficiente de velocidad media o de saturación (K_s) de $-869.83 \text{ mg L}^{-1}$, variando entre -922.26 y $-817.41 \text{ mg L}^{-1}$. En cuanto a la Ecuación 127a, para la F1, un valor promedio de μ_m de $-428.38 \text{ UFC mL}^{-1} \text{ h}^{-1}$, variando entre -1814.7 y $957.95 \text{ UFC mL}^{-1} \text{ h}^{-1}$, para K_s de $-544.96 \text{ mg L}^{-1}$, variando entre -545.08 y $-544.83 \text{ mg L}^{-1}$. Para la F2, un valor promedio de μ_m de $-49.26 \text{ UFC mL}^{-1} \text{ h}^{-1}$, variando entre -95.66 y $-2.85 \text{ UFC mL}^{-1} \text{ h}^{-1}$, para K_s de $-1522.8 \text{ mg L}^{-1}$, variando entre -1542.1 y $-1503.46 \text{ mg L}^{-1}$. Para la F3, un valor promedio de μ_m de $-635.12 \text{ UFC mL}^{-1} \text{ h}^{-1}$, variando entre -899.8 y $-370.34 \text{ UFC mL}^{-1} \text{ h}^{-1}$, para K_s de $-431.95 \text{ mg L}^{-1}$, variando entre -486.8 y $-377.05 \text{ mg L}^{-1}$.

Con respecto a los resultados en los parámetros de la Ecuación 127b $r_{CH_4,m}$, para la temperatura de $34 \text{ }^\circ\text{C}$, se encontró un valor promedio de -14.08 mg d^{-1} , K_s promedio de -250.94 mg

L^{-1} , variando entre -434.25 y -67.63 $mg L^{-1}$. Comparativamente, las Ecuaciones 127c (función lineal) y 127e (función exponencial), las cuales equivalentemente relacionan a la tasa de crecimiento de los microorganismos con la tasa de utilización de sustratos por éstos, comprueban que existe tasas de crecimiento graduales y ligeramente aproximadas al cambiar la fase de operación desde F1 (Y : 12.43 (UFC $mL^{-1}h^{-1}$):($mg L^{-1}h^{-1}$), $r_{g(0)}$: 17.27 UFC $mL^{-1}h^{-1}$ para Y_s : 0.07 (1: $mg L^{-1}h^{-1}$)) y F2 (Y : 26.01 (UFC $mL^{-1}h^{-1}$):($mg L^{-1}h^{-1}$), $r_{g(0)}$: 51.08 UFC $mL^{-1}h^{-1}$ para Y_s : 0.06 (1: $mg L^{-1}h^{-1}$)) hasta F3 (Y : 3.61 (UFC $mL^{-1}h^{-1}$):($mg L^{-1}h^{-1}$), $r_{g(0)}$: 7.2×10^{-6} UFC $mL^{-1}h^{-1}$ para Y_s : 0.34 (1: $mg L^{-1}h^{-1}$)). Así mismo la tasa de cambio del crecimiento a medida que el sustrato cambia está significando una variación más pronunciada en la función exponencial que en la función lineal. Con respecto a las relaciones matemáticas lineales y exponenciales para determinar la asociación entre la tasa de producción de metano y la tasa de utilización de sustratos, para la relación lineal se obtuvieron valores del coeficiente Y_{CH_4} , variando entre 10^{-1} y 10^1 ($mg d^{-1}$):($mg L^{-1}h^{-1}$), que aplicados sobre r_s influirían en la operación algebraica con el valor constante, resultando similar para las tres fases. En cuanto al modelo exponencial para predecir r_{CH_4} , (Ecuación 127f) a partir de la atenuación efectuada por la función exponencial sobre el coeficiente $r_{CH_4(0)}$, se encontró que $r_{CH_4(0)}$ no varió significativamente entre las temperaturas desde F1 (28.97 $mg d^{-1}$), F2 (8.07 $mg d^{-1}$), hasta F3 (6.53 $mg d^{-1}$). El coeficiente Y_s reduce los valores de r_s en el orden de 10^2 veces causando una variación gradual de $r_{CH_4(0)}$.

En el **MH No. 6** (Ecuación 131, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_e}{(COV+b)}\right]$, (Tabla 34) (Maldonado et al., 2023a,b, 2024b)), se muestran los parámetros de la combinación del MH No.2 y una expresión matemática modificada de la ecuación de Monod (1942, 1949). En cuanto a los resultados de los parámetros existen dos términos representando a la tasa de utilización de sustratos por los microorganismos, k_1 y k_2 , siendo k_1 el parámetro que mayor influencia ha tenido sobre la relación S_e/S_i . Como una muestra, k_1 ha dado un valor promedio de $3.27 d^{-1}$ variando entre -1.36 y $7.90 d^{-1}$, mientras que el valor promedio para el parámetro k_2 resultó en un valor promedio de $1 \times 10^{-3} (kg m^{-3} d^{-1}) : (mg L^{-1}) (1 d^{-1})$, siendo un valor 10^3 veces menor al valor promedio de k_1 . La Ecuación 130 ha dado valores similares de los exponentes, x , y , así como el coeficiente actividad-temperatura A a los obtenidos para el MH No.2. En cuanto al coeficiente b ha resultado igual a $5.08 kg m^{-3} d^{-1}$, estando en el orden de las COV aplicadas en el afluente al TRI-FAFS.

Tabla 34

Parámetros en la etapa de la calibración de los MH para el diseño de los TRI-FAFS

MH No.	Ec. No.	T (°C)	Fase	Par.	Und.	Prom.	Error Est.	Min.	Máx.	Ref.
1	(110)	20	F1	K	d ⁻¹	5.63	3.15	-1.14	12.40	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
		27	F2	X		0.12	0.12	-0.15	0.40	
		34	F3	Y		0.32	0.24	-0.20	0.86	
				N		0.14	0.08	-0.04	0.34	
2	(115)	20	F1	K	d ⁻¹	2.35	1.02	0.15	4.56	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
		27	F2	A		1.01	0.01	1.00	1.03	
		34	F3	X		0.06	0.09	-0.13	0.27	
				Y		0.20	0.18	-0.20	0.60	
				N		0.06	0.07	-0.09	0.21	
2	(116)	20	F1	K	d ⁻¹	7.12	2.66	1.36	12.89	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
		27	F2	A		1.01	0.003	1.01	1.02	
		34	F3	X		0.23	0.08	0.05	0.42	
				Y		0.49	0.15	0.1	0.82	
				N		0.13	0.07	-0.02	0.29	
3	(119)	20	F1	K	d ⁻¹	0.52	97.37	-208.32	209.37	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
		27	F2	X		0.76	40.15	-85.35	86.88	
		34	F3	Y		2.32	99.30	-210.66	215.31	
				M		-0.28	32.42	-69.82	69.26	
				P		-1.06	52.48	-113.63	111.51	
3	(120)	20	F1	K	d ⁻¹	0.09	1.38	-2.87	3.06	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)
		27	F2			0.65	5.38	-11.20	12.50	
		34	F3	A		1.01	0.05	0.89	1.13	
				X		-0.49	3.79	-8.84	7.85	
				Y		1.24	3.13	-5.65	8.14	
3	(121)	20	F1	K	d ⁻¹	0.73	3.95	-7.97	9.44	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)
		27	F2	A		-1.46	3.59	-9.37	6.44	
		34	F3	X		0.02	0.11	-0.22	0.27	
				Y		1.02	11.19	-23.61	25.65	
				M		1.02	0.06	0.87	1.16	
4	(123)	20	F1	F	L mg ⁻¹	-0.43	7.45	-16.84	-16.84	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)
		27	F2	S		1.31	3.23	-5.81	8.43	
		34	F3			0.70	7.81	-16.50	17.91	
				P		-1.43	6.26	-15.22	12.34	
				N		0.07	0.30	-0.59	0.74	
5	(127)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h	0.000018	0.000008	4.01 × 10 ⁻³	0.0000358	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h	1116.87	911.31	-805.83	3039.58	
5	(127)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h	39.58	1.73	36.15	43.0	Maldonado et al. (2021,2022b-c, 2023b)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h	40.99	98.44	292.33		
5	(127)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h	139.64	82.69	-55.89	335.18	Maldonado et al. (2024a)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					
5	(127a)	20	F1	r _{m,s}	mg L ⁻¹ h					Maldonado et al. (2024a-c)
		27	F2	K _s	mg L ⁻¹ h					

5	(127e)	34	F3	$r_{\theta 0}$	UFC mL ⁻¹ h ⁻¹	7.2x10 ⁻⁶	6.7x10 ⁻⁵	-1.7x10 ⁻⁴	1.9x10 ⁻⁴	Maldonado et al. (2024a)
				Y_s	(l:mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.34	0.17	-0.13	0.83	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	34	F1	$r_{CH4(0)}$	mg d ⁻¹	28.97	13.11	-12.78	70.72	Maldonado et al. (2024a)
				Y_s	(l:mg L ⁻¹ h ⁻¹)	-0.003	0.003	-0.01	0.003	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	34	F2	$r_{CH4(0)}$	mg d ⁻¹	8.07	0.59	6.18	9.96	Maldonado et al. (2024a)
				Y_s	(l:mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.006	0.0005	0.004	0.007	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	34	F3	$r_{CH4(0)}$	mg d ⁻¹	6.53	1.88	-1.55	14.62	Maldonado et al. (2024a)
				Y_s	(l:mg L ⁻¹ h ⁻¹)	0.007	0.002	-0.001	0.01	Maldonado et al. (2024a)
(132)		20 27 34		k_1	d ⁻¹	3.27	2.1053	-1.3613	7.90	Maldonado et al. (2023a,b, 2024b)
				A		1.00	0.002	1.003	1.03	
				X		0.13	0.063	-0.001	0.27	
				Y		0.30	0.12	0.02	0.58	
				N		0.63	0.37	-0.20	1.46	
				k_2	(KG M ⁻³ D ⁻¹) : (MG L ⁻¹)	0.001	0.00076	0.0008	0.07	
				b	kg m ⁻³ d ⁻¹	5.08	11.20	-19.56	29.74	

Ajuste Estadístico en la Etapa de la Calibración de los MH para el Diseño de los Reactores TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS. En la Tabla 35 se pueden observar los estadísticos de ajuste en la etapa de la calibración de los seis MH, los cuales han sido calibrados para suministrar intervalos de parámetros a fin de ser usados para el diseño del TRI-FAFS.

El **MH No. 1** representado por la Ecuación 110, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(\text{cov})^{-n}\right]\right]$, (Tabla 35), estuvo conformado por cuatro parámetros (p), k , x , y n (Tabla 35) y cuatro variables independientes, la concentración del LRS en la entrada al TRI-FAFS (S_i), la relación de las profundidades del TRI-FAFS (D_1/D_2), (D_2/D_3) y la COV (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MH No. 1 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.82 y $R^2_{\text{adj.}}$ igual a 0.78. Según De la Vara y Gutiérrez (2008) indican que para fines de predicción se recomienda un coeficiente de determinación ajustado de al menos 0.7. El R^2_{ajust} es la variable de preferencia en contraste con el coeficiente de determinación (R^2) debido a que en las ecuaciones que poseen entre 3 y 5 variables independientes, R^2_{ajust} contribuye a valorar el aporte en la explicación de la variable de respuesta. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en los valores de 62.35 y 42.91. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.41, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (4-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.93 y d_U es igual a 1.69, debido a que $d_L < d < d_U$, no se puede determinar existencia de correlación entre residuos

consecutivos, ni de la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 1. El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (101.59) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.18, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 1 (Ecuación 110) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

En la Tabla 4A de la sección de Anexos, se observan los siguientes resultados para una solución diferente para los datos de entrada al MH No 1, (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)) el número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 10, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 17, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MH No. 1 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.85 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.81. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en valores de 58.11 y 39.89. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.29, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 17, (4-1) variables independientes y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.90 y d_U es igual a 1.71 y debido a que $d_L < d < d_U$, no se puede determinar existencia de correlación entre residuos consecutivos, ni independencia o no entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 1 (De la Vara y Gutiérrez, 2008). El estadístico de prueba F_0 , representados por F_{0c} (125.19) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.26 confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 1 (Ecuación 110) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

El **MH No. 2** representado por la Ecuación 115 [$\frac{S_e}{S_i} = \exp[-k(A)^T(\frac{D_1}{D_2})^x(\frac{D_2}{D_3})^y(cov)^{-n}]$], (Tabla 35), estuvo constituido por cinco parámetros (p), k , A , x , y , n (Tabla 35) y cinco variables independientes, la concentración del LRS en la entrada al TRI-FAFS (S_i), la temperatura (T), la relación de las profundidades del TRI-FAFS (D_1/D_2), (D_2/D_3) y la COV (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 8, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico de la Ecuación 115 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.90 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.87. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en valores de 48.56 y 32.24. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 2.14, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (5-1) variables independientes y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.82 y d_U es

igual a 1.87, debido a que d es mayor a d_V , por lo tanto no existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 2 (Ecuación 115). El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (153.5) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.11, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 2 (Ecuación 115) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

En la Tabla 4A de la sección de Anexos, se observan los siguientes resultados para una aleatorización en los datos de entrada al MH No 2, (Ecuación 115) (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b) el número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 19, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 8, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MH No. 2 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.89 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.82. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en 41.25 y 29.21. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 2.06, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 19, y (5-1) variables independientes con un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.86 y d_V es igual a 1.85, debido a que d es mayor a d_V , por lo tanto, no existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 2. El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (168.93) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.03, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 2 (Ecuación 115) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

El **MH No. 2** representado por la Ecuación 116, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(COV)^{-n}\right]\right]$, (Tabla 35), estuvo constituido por cinco parámetros (p), k , A , x , y , n (Tabla 30) y cinco variables independientes, la concentración del LRS en la entrada al TRI-FAFS (S_i), la temperatura (T), la relación de las profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2), (D_2/D_3) y la COV (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico de la Ecuación 116 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.93 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.90. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en 42.24 y 30.30. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.74, de las tablas de límites de la prueba de

Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (5-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.82 y d_U es igual a 1.87, debido a que $d_L < d < d_U$, no se puede determinar existencia de correlación entre residuos consecutivos, ni independencia o no entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 2 (Ecuación 116). El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (154.65) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.11, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 2 (Ecuación 116) para el diseño de los reactores TRI-FAFS. en la remoción de la MO de los LRS. (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

En la Tabla 4A de la sección de Anexos, se observan los siguientes resultados para una solución a los datos de entrada al MH No 2, (Ecuación 116) (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b) el número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MH No. 2 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.93 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.92. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en valores de 37.09 y 24.4. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 3.10, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (5-1) variables independientes y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.82 y d_U es igual a 1.87, debido a que d es mayor a d_U , por lo tanto, no existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 2. El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (287.348) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.11, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 2 (Ecuación 116) para el diseño de los reactores TRI-FAFS. en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

En la Tabla 4A de la sección de Anexos, se observan los siguientes resultados para una solución diferente a los datos de entrada al MH No 2, (Ecuación 116) (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b) el número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MH No. 2 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.71 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.62. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en valores de 0.01 y 0.01. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.71, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (5-1) variables independientes y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es

igual 0.82 y d_V es igual a 1.87, debido a que $d_L < d < d_V$, no se puede determinar existencia de correlación entre residuos consecutivos, ni independencia o no entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 2. El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (287.348) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función $F (F_{GL,n-GL-1}) = 3.11$, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 2 (Ecuación 116) para el diseño de los reactores TRI-FAFS. en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MH No. 3** representado por la Ecuación 119, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(S_{a1})^m(S_{a2})^p(COV)^{-n}\right]\right]$, (Tabla 35), estuvo constituido por cuatro parámetros (p), k , x, y , m , p , n (Tabla 35) y seis variables independientes, la concentración del LRS en la entrada al TRI-FAFS (S_i), el área superficial específica 1 (S_{a1}) el área superficial específica 2 (S_{a2}), la relación de las profundidades del TRI-FAFS (D_1/D_2), (D_2/D_3) y la COV (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico de la Ecuación 119 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.86 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.81. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en 55.08 y 32.98. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.55, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (6-1) variables independientes y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.71 y d_V es igual a 2.06, debido a que $d_L < d < d_V$, no se puede determinar existencia de correlación entre residuos consecutivos, ni independencia o no entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 3 (Ecuación 119). El estadístico de prueba F_0 , representados por F_{0c} (78.80) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función $F (F_{GL,n-GL-1}) = 3.11$, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 3 (Ecuación 119) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

En la Tabla 4A de la sección de Anexos, se observan los siguientes resultados para una aleatorización en los datos de entrada al MH No 3, (Ecuación 119) (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b) el número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 20, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 7, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MH No. 3 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.83 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.76. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en

62.73 y 43.19. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.16, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 20, un número de (6-1) variables independientes y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.79 y d_V es igual a 1.99, debido a que d está comprendido dentro de los límites, d_L y d_V , por lo tanto no existe decisión en cuanto a la correlación entre residuos consecutivos, no habiendo un juicio con respecto a la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 3. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (67.87) y F_{0v} (30.62) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función $F(F_{GL,n-GL-1}) = 2.85$, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 3 (Ecuación 119) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MH No. 3** representado por la Ecuación 120, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^T\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(S_{a1})^m(S_{a2})^p(COV)^{-n}\right]\right]$, (Tabla 35) estuvo constituido por siete parámetros (p), k, A, x, y, m, p, n (Tabla 35) y siete variables independientes, la concentración del LRS en la entrada al TRI-FAFS (S_i), la temperatura (T), el área superficial específica 1 (S_{a1}) el área superficial específica 2 (S_{a2}), la relación de las profundidades del TRI-FAFS (D_1/D_2), (D_2/D_3) y la COV (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico de la Ecuación 119 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.84 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.76. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en valores de 55.87 y 35.92. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.76, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (7-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.71 y d_V es igual a 2.06, debido a que d está comprendido d_L entre d_V , por lo tanto no existe decisión en relación a la correlación entre residuos consecutivos, verificándose una aparente falta de independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 3 (Ecuación 119). El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (77.00) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función $F(F_{GL,n-GL-1}) = 3.14$, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 3 (Ecuación 120) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MH No. 3** representado por la Ecuación 121, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(S_{a1})^m(S_{a2})^p(COV)^{-n}\right]\right]$, (Tabla 35), estuvo constituido por seis parámetros (p), k, A, x, y, m, p, n (Tabla 35) y siete variables independientes, la concentración del LRS en la entrada al TRI-FAFS (S_i), la temperatura (T), el área superficial específica 1 (S_{a1}) el área superficial específica 2 (S_{a2}), la relación de las profundidades del TRI-FAFS (D_1/D_2), (D_2/D_3) y la COV (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico de la Ecuación 121 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.85 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.76. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en 60.27 y 37.06. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.76, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (7-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.71 y d_U es igual a 2.06, debido a que d está comprendido d_L entre d_U , por lo tanto no existe decisión en relación a la correlación entre residuos consecutivos, verificándose una aparente falta de independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 3 (Ecuación 119). El estadístico de prueba F_0 , representados por F_{0c} (69.21) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.14, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 3 (Ecuación 121) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MH No. 4** representado por la Ecuación 123, $[R = \frac{S_e}{S_i} = [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)]]$, (Tabla 35) estuvo constituido por la variable dependiente siendo (S_e/S_i), dos parámetros (p), f , y S (Tabla 30) y una variable independiente, la concentración del LRS en la entrada al TRI-FAFS (S_i) (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022b-c, 2023b)). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 19, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 8 para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico de la Ecuación 123 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.21 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.16. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en 0.026 y 0.021. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 0.81, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (2-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se tiene que d_L es igual 1.16 y d_U es igual a 1.39, debido a que d es menor a d_L , por lo tanto existe correlación

entre residuos consecutivos, verificándose la dependencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 4 (Ecuación 123). Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (170.62) y dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.63, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 4 (Ecuación 123) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MH No. 5** representado por la Ecuación 127, $[r_s = \frac{ds}{dt} = -r_{ms} \frac{S_e}{(S_e + K_s)}]$ estuvo constituido por la variable dependiente siendo r_s , dos parámetros (p), $r_{s,m}$, y K_s (Tabla 35) y una variable independiente, la concentración de LRS en la salida del TRI-FAFS (S_e) (Maldonado et al. (2024a-c)).

El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 198, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 19, para un total de 217 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico de la Ecuación 127 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.68 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.68. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en 17.51 y 14.06. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.52 de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 100, un número de 1 variable independiente, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 1.65 y d_U es igual a 1.69, debido a que d es menor a d_L , por lo tanto existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la dependencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 5 (Ecuación 127). El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (982.4) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.09, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 5 (Ecuación 127) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

Los ajustes estadísticos de las tasas metabólicas representadas para el MH No. 5 (Tabla 35), correspondientes a la utilización de sustratos (Ecuación 127), crecimiento microbiano (Ecuación 127a), y producción de metano (Ecuación 127b) dieron mayormente para *Clostridium sp.*, R^2 variando entre 0.68 y 0.91, $R^2_{adj.}$ entre 0.68 y 0.90. En general, los errores estándar de estimación y errores medios absolutos cuya magnitud dependió de la variable estimada, coeficientes de Durbin-Watson demostrando independencia de los residuos y estadístico de prueba F_0 , representados por F_{0c} dio valores mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$), confirmando la

significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 5) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

Los ajustes estadísticos de las relaciones entre tasas representadas por una función lineal y una función exponencial univariable, incluidas dentro del MH No. 5, correspondientes a r_s versus r_g (Ecuaciones 127c y 127e, Tabla 35), r_{ch4} versus r_s (Ecuaciones 127d y 127f), dieron mayormente para *Clostridium sp.*, en la función lineal, R^2 variando entre 0.42 y 0.99, $R^2_{adj.}$ entre 0.24 y 0.99, mientras en la función exponencial, R^2 variando entre 0.40 y 0.99. $R^2_{adj.}$ entre 0.30 y 0.99.

En general, los errores estándar de estimación y errores medios absolutos cuya magnitud dependió de la variable estimada, coeficientes de Durbin-Watson demostrando independencia de los residuos y estadístico de prueba F_0 , representados por F_{0c} dio valores mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$), confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 5) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MH No. 5** representado por la Ecuación 130, $[r_s = \frac{ds}{dt} = -r_{m,s}A^{T-20} \frac{S_e}{(S_e+K_s)}]$, (Tabla 35), estuvo constituido por la variable dependiente siendo r_s , tres parámetros (p), $r_{s,m}$, K_s y A , dos variables independientes, la temperatura (T), la concentración de LRS en la salida del TRI-FAFS (S_e) (Maldonado et al. (2024a-c)). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 198, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 19, para un total de 219 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico de la Ecuación 127 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.57 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.57. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en valores de 21.43 y 17.22. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 0.99, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 198, un número de (2-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 1.65 y d_U es igual a 1.69, debido a que d es menor a d_L , por lo tanto tanto parece ser que existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose una potencial dependencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 5 (Ecuación 130). El estadístico de prueba F_0 , representados por F_{0c} (848.95) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) = 2.61, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 5 (Ecuación 130) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MH No. 6** representado por la Ecuación 132, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (\text{COV})^{-n} \right] + k_2 \frac{S_e}{(\text{COV}+b)} \right]$, (Tabla 35) estuvo constituido por la variable dependiente siendo (S_e/S_i) , siete parámetros (p) , k_1 , A , x, y, n , k_2 , b , cuatro variables independientes, la relación de las profundidades del TRI-FAFS (D_1/D_2) , (D_2/D_3) , la temperatura (T) , la concentración de LRS en la entrada del DI-FAFS (S_e) , la COV (Maldonado et al. (2024a-c)). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico de la Ecuación 132 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.79 y $R^2_{\text{adj.}}$ igual a 0.68. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en valores de 0.017 y 0.01. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 2.54, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de $(4-1)$ variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.93 y d_V es igual a 1.69, debido a que d es mayor a d_V , por lo tanto no existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 6 (Ecuación 131). El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (109.5) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F $(F_{GL,n-GL-1}) = 3.14$, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 5 (Ecuación 130) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

Tabla 35

Parámetros estadísticos de ajuste en la calibración de los MH para el diseño de los TRI-FAFS

MH No.	Ec.	T (°C)	Fase	VD	p	n ₁	n ₂	R ²	R ² _{adj.}	EEE	EMA	D	GL	F _{0c}	F _{GL,n-GL-1}	Ref.
1	(110)	20 27 34	F1 F2 F3	S _e	4	18	9	0.82	0.78	62.35	42.91	1.41	4	101.59	3.18	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
2	(115)	20 27 34	F1 F2 F3	S _e	5	18	9	0.90	0.87	48.56	32.24	2.14	5	153.5	3.11	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
2	(116)	20 27 34	F1 F2 F3	S _e	5	18	9	0.93	0.90	42.24	30.30	1.74	5	154.65	3.11	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
3	(119)	20 27 34	F1 F2 F3	S _e	6	18	9	0.86	0.81	55.08	32.98	1.55	6	78.80	3.09	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
3	(120)	20 27 34	F1 F2 F3	S _e	7	18	9	0.84	0.76	55.87	35.92	1.76	7	77.00	3.14	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)
3	(121)	20 27 34	F1 F2 F3	S _e	7	18	9	0.85	0.76	60.27	37.06	1.76	7	69.21	3.14	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)
4	(123)	20 27 34	F1 F2 F3	$\frac{S_e}{S_i}$	2	19	8	0.21	0.16	0.026	0.021	0.81	2	170.62	3.63	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)
Clostridium sp.																
5	(127)	20	F1	r _s	2	198	19	0.68	0.68	17.51	14.06	1.52	2	982.4	3.09	Maldonado et al. (2024a-c)

		27 34	F2 F3													
5	(127a)	34	F1	μ	2	31	30	0.76	0.75	10095.3	4915.7	2.28	2	56.9	2.28	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(127a)	34	F2	μ	2	12	54	0.91	0.90	378.42	227.5	2.12	2	142.6	2.92	Maldonado et al. (2024a)
5	(127a)	34	F3	μ	2	10	56	0.87	0.86	399.46	244.57	2.20	2	81.7	3.11	Maldonado et al. (2024a)
5	(127b)	34	F1 F2 F3	rCH_s	2	4	42	0.92	0.88	0.37	0.24	2.08	2	3986.38	9.0	Maldonado et al. (2024a)
5	(127c)	34	F1	r_θ	1	9	44	0.51	0.51	32.85	29.72	1.79	1	867.60	3.46	Maldonado et al. (2024a)
5	(127c)	34	F2	r_θ	1	10	42	0.51	0.51	85.05	64.12	1.54	1	2522.63	3.36	Maldonado et al. (2024a)
5	(127c)	34	F3	r_θ	1	4	25	0.40	0.40	21.30	16.24	2.66	1	293.0	5.5	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	34	F1	rCH_s	2	7	90	0.42	0.30	4.37	2.88	2.11	2	22.19	3.78	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	34	F2	rCH_s	2	7	39	0.99	0.99	0.007	0.005	2.61	2	1.9×10^7	3.78	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	34	F3	rCH_s	2	5	41	0.43	0.24	2.71	1.83	1.20	2	139.43	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	34	F1	r_θ	2	10	41	0.99	0.99	3.02	2.34	1.15	2	2.51×10^5	4.46	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	34	F2	r_θ	2	10	42	0.99	0.99	0.72	0.63	1.37	2	1.51×10^7	4.46	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	34	F3	r_θ	2	6	23	0.75	0.69	50.36	40.73	1.96	2	107.99	6.94	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	34	F1	rCH_s	2	5	92	0.65	0.53	3.50	2.19	2.33	2	24.80	9.55	Maldonado et al. (2024a)
2	(127f)	34	F2	rCH_s	2	5	41	0.98	0.97	0.55	0.41	1.48	2	2831.74	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	34	F3	rCH_s	2	4	42	0.83	0.71	0.50	0.30	1.06	2	2324.87	19.0	Maldonado et al. (2024a)
5	(130)	20 27 34	F1 F2 F3	r_s	3	198	19	0.57	0.57	21.43	17.22	0.99	3	848.95	2.61	Maldonado et al. (2024a-c)
6	(132)	20 27 34	F1 F2 F3	S_e S_i	7	18	9	0.79	0.68	0.017	0.01	2.54	7	109.5	3.14	Maldonado et al. (2023a,b, 2024b)

Nota: VD: variable dependiente, p: número de parámetros, n_1 : número de datos en la calibración, n_2 : número de datos en la validación, R^2 : coeficiente de determinación, R^2_{ajust} : coeficiente de determinación ajustado, EEE: Error estándar del estimado, EMA: Error medio absoluto, d: estadístico de Durbin-Watson, GL: grados de libertad, F_{0c} : estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la calibración, $F_{GL,n-GL-1}$ estadístico teórico de la función F.

Calibración de los MA para el Diseño de los Reactores DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS

En la Tabla 36 se presentan los resultados de los parámetros que han formado parte de la estructura matemática en los dos MA formulados para el diseño del reactor DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS, como ha sido mostrado en los resultados del objetivo específico No. 3. Los dos MA pueden ser usados para estimar la relación S_e/S_i o la variable asociada a la concentración del efluente (S_e) a los FAFA-MFS. Dos MA para el diseño del reactor DI-FAFS han involucrado al MA No. 1 (Ecuación 136) (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c,2023b), MA No. 2 (Ecuación 144) (Márquez et al., 2021,2022b-c, 2023b)

En la Tabla 36 se puede observar que para cada uno de los dos MA han sido reportados los estadísticos asociados a cada uno de los parámetros o coeficientes cinéticos que han constituido a cada uno de los MA para el diseño del reactor DI-FAFS. Los estadísticos han incluido a los valores representando a la media, error estándar, intervalo de variación aproximada de los parámetros del MA a un nivel de confianza de 95 % representado por los estadísticos, mínimo y máximo.

Adicionalmente, en la Tabla 37 se suministran los parámetros de ajuste estadístico de cada uno de los MA conteniendo como parámetros estadísticos al número de parámetros dentro de la estructura matemática de cada ecuación (p), el número de datos usados en la etapa de la calibración

(n_1), el número de datos usados en la etapa de la validación (n_2), el coeficiente de determinación (R^2), el coeficiente de determinación ajustado (R^2_{adj}), el error estándar de estimación, el error medio absoluto (EMA), el coeficiente de Durbin-Watson (d) y el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$).

En el **MA No. 1** (Ecuación 136, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)]\right]$, (Tabla 36) (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c,2023b), el coeficiente de reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos k ha dado un valor promedio de 19.33 d^{-1} , variando entre -48.08 y 86.74 d^{-1} . El coeficiente actividad-temperatura dio un promedio de 1.28 . Los exponentes de la relación de profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2) y la COV (n) han dado valores promedios de -0.15 y -1.72 , respectivamente. Los coeficientes f y S dieron como valores promedios de $0.00023 \text{ L mg}^{-1}$ y $-1105.0 \text{ mg L}^{-1}$. Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden mayormente entre 10^{-2} y 10^3 .

En el **MA No. 2** (Ecuación 144, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MH}t}} \exp\left(\frac{-x^2}{4D_{MH}t}\right)\right]$, (Tabla 31) (Márquez et al. 2021,2022b-c, 2023b) con D_{MH} , el coeficiente de reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos k ha dado un valor promedio de 0.93 d^{-1} , variando entre 0.24 y 1.62 d^{-1} . El coeficiente actividad-temperatura dio un promedio de 1.15 . Los exponentes de la relación de profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2) y la COV (n) han dado valores promedios de -0.008 y -0.25 , respectivamente. El coeficiente de difusión molecular horizontal (D_{MH}) dieron como valores promedios de $0.72 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$, Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden mayormente entre 10^{-2} y 10^{-1} .

En el **MA No. 2** (Ecuación 144, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t}\right)\right]$, (Tabla 36) (Márquez et al. 2021,2022b-c, 2023b) con D_{MV} , el coeficiente de reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos k ha dado un valor promedio de 0.90 d^{-1} , variando entre 0.04 y 1.77 d^{-1} . El coeficiente actividad-temperatura dio un promedio de 1.11 . Los exponentes de la relación de profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2) y la COV (n) han dado valores promedios de -0.03 y -0.26 , respectivamente. El coeficiente de difusión molecular vertical (D_{MV}) dieron como valores promedios de $0.92 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$, Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden mayormente entre 10^{-3} y 10^{-1} .

Tabla 36

Parámetros en la calibración de los MA para el diseño de los DI-FAFS

MA No.	Ec. No.	Par.	Und.	Prom.	Error Est.	Mín.	Máx.	Ref.
1	(136)	k	d^{-1}	19.33	31.20	-48.08	86.74	Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c,2023b
		A		1.28	0.15	0.97	1.61	
		x		-0.15	0.06	-0.28	-0.02	
		n		-1.72	1.30	-4.54	1.09	
		f	$L\ mg^{-1}$	0.00023	0.00013	-0.00007	0.00052	
		s	$mg\ L^{-1}$	-1105.0	343.95	-1848.07	-361.93	
2	(144)	k	d^{-1}	0.93	0.32	0.24	1.62	Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b
		A		1.15	0.06	1.02	1.29	
		x		-0.008	0.06	-0.14	0.13	
		n		-0.25	0.24	-0.77	0.27	
		D_{MH}	cm^2d^{-1}	0.72	0.10	0.51	0.94	
2	(144)	k	d^{-1}	0.90	0.40	0.04	1.77	Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b
		A		1.11	0.04	1.01	1.20	
		x		-0.03	0.07	-0.17	0.12	
		n		-0.26	0.31	-0.93	0.41	
		D_{MV}	m^2d^{-1}	0.92	0.28	0.31	1.52	

Ajuste Estadístico en la Etapa de la Calibración de los MA para el Diseño de los Reactores DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS. En la Tabla 32 se pueden observar los estadísticos de ajuste en la etapa de la calibración de los dos MA, los cuales han sido calibrados para suministrar los intervalos de los parámetros a fin de ser usados para el diseño del DI-FAFS.

El **MA No. 1** representado por la Ecuación 136, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (COV)^{-n} \right] + [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)] \right]$, estuvo conformado por seis parámetros (p), k, A, x, n, f, S (Tabla 37) y cuatro variables independientes, la temperatura (T), la relación de las profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2), la COV, la cantidad de DQO removible aplicada por unidad de área (L) (Maldonado et al., 2018,2020,2022b-c, 2023b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 19, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 8, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MA No. 1 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.82 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.75. Según De la Vara y Gutiérrez (2008) indican que para fines de predicción se recomienda un coeficiente de determinación ajustado de al menos 0.7. El R^2_{ajust} es la variable de preferencia en contraste con el coeficiente de determinación (R^2) debido a que en las ecuaciones que poseen entre 3 y 5 variables independientes, R^2_{ajust} contribuye a valorar el aporte en la explicación de la variable de respuesta. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en 0.06 y 0.064. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 2.48, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 19, un

número de (4-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.97 y d_V es igual a 1.68, debido a que d es mayor a d_V , por lo tanto no existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MA No. 1. El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (247) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.09, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 1 (Ecuación 136) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MA No. 2** representado por la Ecuación 144 $\left[\frac{s_e}{s_i} = \exp \left[-k(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (cov)^{-n} \right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MHT}}} \exp \left(\frac{-x^2}{4D_{MHT}} \right) \right]$ estuvo conformado por cinco parámetros (p), k, A, x, n, D_{MH} (Tabla 37) y cuatro variables independientes, la concentración de LRS en la entrada del DI-FAFS, la temperatura (T), la relación de las profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2), la COV (Márquez et al., 2021, 2022b-c, 2023b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 19, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 8, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MA No. 2 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.91 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.89. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en 177.12 y 126.9. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.59, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 19, un número de (4-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.97 y d_V es igual a 1.68, debido a que d está comprendido d_L entre d_V , por lo tanto no existe decisión en relación a la correlación entre residuos consecutivos, verificándose una aparente falta de independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH No. 2. El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (238.89) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.03, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 2 (Ecuación 144) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MA No. 2** representado por la Ecuación 144 $\left[\frac{s_e}{s_i} = \exp \left[-k(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (cov)^{-n} \right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MVT}}} \exp \left(\frac{-z^2}{4D_{MVT}} \right) \right]$ estuvo conformado por cinco parámetros (p), k, A, x, n, D_{MV} (Tabla 37) y cuatro variables independientes, la concentración de LRS de entrada DQO a los

DI-FAFS, la temperatura (T), la relación de las profundidades (D_1/D_2), la COV (Márquez et al., 2021,2022b-c, 2023b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 19, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 8, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MA No. 2 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.86 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.82. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en 230.03 y 151.07. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.91, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 19, un número de (4-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.97 y d_U es igual a 1.68, debido a que d es mayor a d_U , por lo tanto no existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MA No. 1. La autocorrelación de residuos de retardo 1 dio 0.03, estando cercano al valor cero (0), indicando que el modelo tiene una estructura significativa. El estadístico de prueba F_0 , representados por F_{0c} (136.47)) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.03, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 2 (Ecuación 144) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

Tabla 37

Parámetros estadísticos de ajuste en la calibración de los MA para el diseño de los DI-FAFS

MA No	Ec. No.	VD	p	n ₁	n ₂	R ²	R ² _{adj.}	EEE	EMA	d	GL	Fc	Fv	F _{GL,n-GL-1}	Ref.
1	(136)	Se	6	19	8	0.82	0.75	0.06	0.064	2.48	6	247	21.46	3.09	Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c,2023b
2	(144)	S _e	5	19	8	0.91	0.89	177.12	126.9	1.59	5	238.89	99.07	3.03	Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b
2	(144)	S _e	5	19	8	0.86	0.82	230.03	151.07	1.91	5	136.47	251.53	3.03.	Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b

Nota: VD: variable dependiente, p: número de parámetros, n₁: número de datos en la calibración, n₂: número de datos en la validación, R²: coeficiente de determinación, R²_{ajust.}: coeficiente de determinación ajustado, EEE: Error estándar del estimado, EMA: Error medio absoluto, d: estadístico de Durbin-Watson, GL:grados de libertad, Escriba aquí la ecuación. : estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la calibración, F_{GL,n-GL-1}estadístico teórico de la función F.

Calibración de los MA para el Diseño de los Reactores TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS

En la Tabla 38 se presentan los resultados de los parámetros que han formado parte de la estructura matemática en los dos MA formulados para el diseño del reactor TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS, como ha sido mostrado en los resultados del objetivo específico No. 3. Los dos MA para el diseño del reactor TRI-FAFS han involucrado al MA No. 1 (Ecuación 137) (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c,2023b), MA No. 2 (Ecuación145) (Márquez et al., 2021,2022b-c, 2023b) .

En la Tabla 38 se puede observar que para cada uno de los dos MA han sido reportados los estadísticos asociados a cada uno de los parámetros o coeficientes cinéticos que han constituido a cada uno de los MA para el diseño del reactor TRI-FAFS. Los estadísticos han incluido a los valores representando a la media, error estándar, intervalo de variación aproximada de los parámetros del MA a un nivel de confianza de 95 % representado por los estadísticos, mínimo y máximo.

Adicionalmente, en la Tabla 39 se suministran los parámetros de ajuste estadístico de cada uno de los MA conteniendo como parámetros estadísticos al número de parámetros dentro de la estructura matemática de cada ecuación (p), el número de datos usados en la etapa de la calibración (n_1), el número de datos usados en la etapa de la validación (n_2), el coeficiente de determinación (R^2), el coeficiente de determinación ajustado (R^2_{adj}), el error estándar de estimación, el error medio absoluto (EMA), el coeficiente de Durbin-Watson (d) y el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$).

En el **MA No. 1** (Ecuación 137, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(COV)^{-n}\right] + [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)]\right]$, (Tabla 38) (Maldonado et al., 2018a,b, 2020, 2022a-c, 2023b), el coeficiente de reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos k ha dado un valor promedio de 2.12 d^{-1} , variando entre 0.81 y 3.43 d^{-1} . El coeficiente actividad-temperatura dio un promedio de 1.01 . Los exponentes de la relación de profundidades del TRI-FAFS (D_1/D_2), (D_2/D_3) y la COV (n) han dado valores promedios de 0.15 , 0.33 y 0.88 , respectivamente. Los coeficientes f y S dieron como valores promedios de $-0.00008 \text{ L mg}^{-1}$ y $-1326.97 \text{ mg L}^{-1}$, Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden mayormente entre 10^{-2} y 10^0 .

En el **MA No. 2** (Ecuación 145, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(COV)^{-n}\right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MH}t}} \exp\left(\frac{-x^2}{4D_{MH}t}\right)\right]$, (Tabla 83) (Márquez et al., 2021,2022b-c, 2023b) con D_{MH} , el coeficiente de reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos k ha dado un valor promedio de 8.19 d^{-1} , variando entre -19.19 y 35.58 d^{-1} . El coeficiente actividad-temperatura dio un promedio de 1.07 . Los exponentes de la relación de profundidades del TRI-FAFS (D_1/D_2) (D_2/D_3) y la COV (n) han dado valores promedios de 0.35 , 0.75 y -0.42 , respectivamente. El coeficiente de difusión molecular horizontal (D_{MH}) dieron como valores promedios de $15.33 \text{ cm}^2\text{d}^{-1}$, Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden mayormente entre 10^{-2} y 10^1 .

En el **MA No. 2** (Ecuación 145, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(COV)^{-n}\right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t}\right)\right]$, (Tabla 38) (Márquez et al. 2021,2022b-c, 2023b) con D_{MV} , el coeficiente de reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos k ha dado un valor promedio de 8.84 d^{-1} , variando entre -27.41 y 45.09 d^{-1} . El coeficiente actividad-temperatura dio un promedio de 1.07 . Los exponentes de la relación de profundidades del TRI-FAFS (D_1/D_2) , (D_2/D_3) y la COV (n) han dado valores promedios de 0.13 , 0.67 y -0.31 , respectivamente. El coeficiente de difusión molecular horizontal (D_{MV}) dieron como valores promedios de $0.22 \text{ m}^2\text{d}^{-1}$, Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden mayormente entre 10^{-2} y 10^1 .

Tabla 38

Parámetros en la calibración de los MA para el diseño de los TRI-FAFS

MA No.	Ec. No.	Par.	Und.	Prom.	Error Est.	Mín.	Máx.	Ref.
1	(137)	k	d^{-1}	2.12	0.59	0.81	3.43	Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c,2023b
		A		1.01	0.003	1.01	1.02	
		x		0.15	0.07	0.003	0.29	
		y		0.33	0.12	0.05	0.29	
		n		0.88	0.28	0.25	1.50	
		f	L mg^{-1}	-0.00008	0.000012	-0.000115	-0.00006	
		S	mg L^{-1}	1326.97	9.3×10^{-8}	1326.97	1326.97	
2	(145)	k	d^{-1}	8.19	12.57	-19.19	35.58	Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b
		A		1.07	0.04	0.97	1.17	
		x		0.35	0.37	-0.46	1.16	
		y		0.75	0.69	-0.77	2.27	
		n		-0.42	0.31	-1.09	0.24	
		D_{MH}	cm^2d^{-1}	15.33	5.03	4.37	26.30	
2	(145)	k	d^{-1}	8.84	16.64	-27.41	45.09	Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b
		A		1.07	0.04	0.97	1.16	
		x		0.13	0.48	-0.93	1.19	
		y		0.67	0.89	-1.26	2.63	
		n		-0.31	0.35	-1.06	0.44	
		D_{MV}	m^2d^{-1}	0.22	0.02	0.18	0.27	

Ajuste Estadístico en la Etapa de la Calibración de los MA para el Diseño de los Reactores TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS. En la Tabla 39 se pueden observar los estadísticos de ajuste en la etapa de la calibración de los dos MA, los cuales han sido calibrados para suministrar los intervalos de los parámetros a fin de ser usados para el diseño del TRI-FAFS.

El **MA No. 1** representado por la Ecuación 137, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(COV)^{-n}\right] + [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)]\right]$, (Tabla 34), estuvo conformado por siete parámetros (p), k, A, x, y, n, f, S (Tabla 34) y cinco variables independientes, la concentración de entrada del afluente DQO de los LRS, la temperatura (T), la relación de las profundidades del TRI-FAFS (D_1/D_2), (D_2/D_3), la COV, la cantidad de DQO removible aplicada por unidad de área (L) (Maldonado et al., 2018,2020,2022b-c, 2023b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MA No. 1 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.82 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.73. Según De la Vara y Gutiérrez (2008) indican que para fines de predicción se recomienda un coeficiente de determinación ajustado de al menos 0.7. El R^2_{ajust} es la variable de preferencia en contraste con el coeficiente de determinación (R^2) debido a que en las ecuaciones que poseen entre 3 y 5 variables independientes, R^2_{ajust} contribuye a valorar el aporte en la explicación de la variable de respuesta. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en 0.014 y 0.009. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.56, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (5-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.82 y d_U es igual a 1.87, debido a que $d_L < d < d_U$, por lo tanto no se puede definir correlación entre residuos consecutivos, ni se puede verificar dependencia o independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MA No. 1. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (118.59) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.14, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 1 (Ecuación 137) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MA No. 2** representado por la Ecuación 145, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(\text{cov})^{-n}\right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MH}t}} \exp\left(\frac{-x^2}{4D_{MH}t}\right)\right]$ con D_{MH} , Tabla 34, estuvo conformado por cinco parámetros (p), k, A, x, y, n, D_{MH} (Tabla 34) y seis variables independientes, la concentración del afluente DQO de los LRS, la temperatura (T), la relación de las profundidades del TRI-FAFS (D_1/D_2), (D_2/D_3) la COV (Márquez et al., 2021, 2022b-c, 2023b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 19, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 8, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MA No. 2 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.80 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.71. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en 74.56 y 54.38. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 2.26, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 19, un número de (6-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.75 y d_U es igual a 2.02, debido a que d es mayor a d_U , por lo tanto no existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MA No. 2. El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (53.35) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.09, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 2 (Ecuación 145) con D_{MH} , para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MA No. 2** representado por la Ecuación 145, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(\text{cov})^{-n}\right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t}\right)\right]$ con D_{MV} , (Tabla 34), estuvo conformado por cinco parámetros (p), k, A, x, n, D_{MV} (Tabla 34) y seis variables independientes, la concentración del afluente DQO de los LRS, la temperatura (T), la relación de las profundidades del TRI-FAFS (D_1/D_2), (D_2/D_3), la COV (Márquez et al., 2021, 2022b-c, 2023b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 19, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 8, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MA No. 2 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.76 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.75. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en 75.77 y 50.39. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.65, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 19, un número de (6-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es

igual 0.75 y d_V es igual a 2.02, debido a que $d_L < d < d_V$, no se puede determinar existencia de correlación entre residuos consecutivos, ni independencia o no entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MH del MA No. 2. El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (52.31) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.09, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 2 (Ecuación 145) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008)

Tabla 39

Parámetros estadísticos de ajustes en la calibración de los MA para el diseño de los TRI-FAFS

MA No.	Ec. No.	VD	P	n ₁	n ₂	R ²	R ² _{adj.}	EEE	EMA	d	GL	Fc	Fv	$F_{GL,n-GL-1}$	Ref.
1	(137)	$\frac{S_e}{S_i}$	7	18	9	0.82	0.73	0.014	0.009	1.56	7	118.59	47.82	3.14	Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c,2023b
2	(145)	S_e	6	19	8	0.80	0.71	74.56	54.38	2.26	6	53.35	40.85	3.09	Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b
2	(145)	S_e	6	19	8	0.76	0.75	75.77	50.39	1.65	6	52.31	33.33	3.09	Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b

Nota: VD: variable dependiente, p: número de parámetros, n₁: número de datos en la calibración, n₂: número de datos en la validación, R²: coeficiente de determinación, R²_{ajust.}: coeficiente de determinación ajustado, EEE: Error estándar del estimado, EMA: Error medio absoluto, d: estadístico de Durbin-Watson, GL:grados de libertad, F_{0c} : estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la calibración, $F_{GL,n-GL-1}$ estadístico teórico de la función F.

Calibración de los MA Adicionales para el Diseño de los Reactores FAFA-MFS para la Remoción de la MO de los LRS

Calibración de los MA Adicionales para el Diseño de los Reactores DI-FAFS para la Remoción de la MO de los LRS

En la Tabla 35 se presentan los resultados de los parámetros que han formado parte de la estructura matemática en los seis MA adicionales formulados para el diseño del reactor DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS, como ha sido mostrado en los resultados del objetivo específico No. 3. Los cinco MA adicionales pueden ser usados para estimar la relación S_e/S_i o la variable asociada a la concentración del efluente (S_e) al DI-FAFS. Cinco MA adicionales para el diseño del reactor DI-FAFS han involucrado al MA No. 3 (Ecuación 146) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), MA No. 4 (Ecuación148) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), MA No. 5 (Ecuación149) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), MA No. 6 (Ecuación150) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b) y MA No. 7 (Ecuación 152) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b).

En la Tabla 35 se puede observar que para cada uno de los MA adicionales han sido reportados los estadísticos asociados a cada uno de los parámetros o coeficientes cinéticos que han constituido a cada uno de los MA para el diseño del reactor DI-FAFS. Los estadísticos han incluido a los valores representando a la media, error estándar, intervalo de variación aproximada de los parámetros del MA a un nivel de confianza de 95 % representado por los estadísticos, mínimo y máximo.

Adicionalmente, en la Tabla 36 se suministran los parámetros de ajuste estadístico de cada uno de los MA conteniendo como parámetros estadísticos al número de parámetros dentro de la estructura matemática de cada ecuación (p), el número de datos usados en la etapa de la calibración (n_1), el número de datos usados en la etapa de la validación (n_2), el coeficiente de determinación (R^2), el coeficiente de determinación ajustado (R^2_{adj}), el error estándar de estimación, el error medio absoluto (EMA), el coeficiente de Durbin-Watson (d) y el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$).

En el **MA No. 3** (Ecuación 146, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x(COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_e}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV \right]$, (Tabla 35) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), el coeficiente de reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos k_1 ha dado un valor promedio de 0.26 d^{-1} , variando entre -0.80 y 1.33 d^{-1} . El coeficiente actividad-temperatura dio un promedio de 1.05 . Los exponentes de la relación de profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2) y la COV (n) han dado valores promedios de -0.12 y -1.02 , respectivamente. Los coeficientes k_2 y b han dado un valor promedio en el primero, $0.001 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}) : \text{(mg L}^{-1}) \text{ o } 1 \text{ d}^{-1}$, variando entre -0.063 y $0.065 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}) : \text{(mg L}^{-1})$ y en el segundo, $4.79 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, variando entre -286.39 y $295.98 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. Los coeficientes m y f dieron como valores promedios 5.37 y $0.02 \text{ m}^3 \text{ d kg}^{-1}$, Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden mayormente entre 10^{-2} y 10^2 .

En el **MA No. 4** (Ecuación 148, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x(COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MVT}}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{MVT}}\right)\right]$, (Tabla 35) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), el coeficiente de reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos k_1 ha dado un valor promedio de 0.34 d^{-1} , variando -1.68 y 2.36 d^{-1} . El coeficiente actividad-temperatura dio un promedio de 1.05 . Los exponentes de la relación de profundidades del

DI-FAFS (D_1/D_2) y la COV (n) han dado valores promedios de -0.13 y 0.13, respectivamente. Los coeficientes k_2 y b han dado un valor promedio de en el primero, $0.0007 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}) : \text{(mg L}^{-1})$ o 0.7 d^{-1} , variando entre -0.001 y $0.0027 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}) : \text{(mg L}^{-1})$ en el segundo, $1.3 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, variando entre -13.40 y $16.04 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. El coeficiente D_{MV} dio como un valor promedio de $0.96 \text{ m}^3 \text{ d kg}^{-1}$, Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden mayormente entre 10^{-2} y 10^1

En el **MA No. 5** (Ecuación 149,
$$\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (\text{COV})^{-n} \right] + k_2 \frac{S_i}{(\text{COV}+b)} + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp \left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t} \right) \right], \text{ (Tabla 35), (Maldonado et al., 2023a,b,2024b),}$$
 el coeficiente de reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos k_1 ha dado un valor promedio de 0.27 d^{-1} , variando -0.97 y 1.53 d^{-1} . El coeficiente actividad-temperatura dio un promedio de 1.07. Los exponentes de la relación de profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2) y la COV (n) han dado valores promedios de -0.13 y 0.46, respectivamente. Los coeficientes k_2 y b han dado un valor promedio de en el primero, $0.001 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}) : \text{(mg L}^{-1})$ o 1 d^{-1} , variando entre -0.02 y $0.02 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}) : \text{(mg L}^{-1})$ en el segundo, $0.76 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, variando entre -31.59 y $33.18 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. El coeficiente D_{MV} dio como un valor promedio de $0.24 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$, Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden mayormente entre 10^{-2} y 10^2

En el **MA No. 6** (Ecuación 150,
$$\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (\text{COV})^{-n} \right] + k_2 \frac{S_i}{(\text{COV}+b)} + m \cdot f \cdot \text{COV} + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp \left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t} \right) \right], \text{ (Tabla 35) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b),}$$
 el coeficiente de reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos k_1 ha dado un valor promedio de 0.40 d^{-1} , variando -9.47 y 10.28 d^{-1} . El coeficiente actividad-temperatura dio un promedio de 1.10. Los exponentes de la relación de profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2) y la COV (n) han dado valores promedios de -0.01 y -0.20, respectivamente. Los coeficientes k_2 y b han dado un valor promedio de en el primero, $-0.00004 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}) : \text{(mg L}^{-1})$ o 0.04 d^{-1} , variando entre -1.34 y $1.34 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}) : \text{(mg L}^{-1})$ en el segundo, $-16713.0 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, variando entre -16713.0 y $-16713.0 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. Los valores promedio de los coeficientes m y f fueron 18.68 y $-0.0009 \text{ m}^3 \text{ d kg}^{-1}$, respectivamente. El coeficiente D_{MV} dio como un valor promedio de $62.84 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$, Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden mayormente entre 10^{-2} y 10^1

En el **MA No. 7** (Ecuación 152, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (\text{COV})^{-n} \right] + k_2 \frac{S_i}{(\text{COV}+b)} + m \cdot f \cdot \text{COV} + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV} t}} \exp \left(\frac{-z^2}{4D_{MV} t} \right) \right]$, (Tabla 35) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), el coeficiente de reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos k_1 ha dado un valor promedio de 0.48 d⁻¹, variando -8.33 y 9.29 d⁻¹. El coeficiente actividad-temperatura dio un promedio de 1.21. Los exponentes de la relación de profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2) y la COV (n) han dado valores promedios de -0.0045 y -0.25, respectivamente. Los coeficientes k_2 y b han dado un valor promedio de en el primero, -0.00007 (kg m⁻³ d⁻¹) : (mg L⁻¹) o 0.07 d⁻¹, variando entre -1.64 y 1.64 (kg m⁻³ d⁻¹) : (mg L⁻¹)¹, en el segundo, -16980.6 kg m⁻³ d⁻¹. Los valores promedio de los coeficientes m y f fueron 16.96 y -0.0008 m³ d kg⁻¹, respectivamente. El coeficiente D_{MV} dio como un valor promedio de 34.13 m² d⁻¹, Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden mayormente entre 10⁻² y 10¹.

Tabla 40

Parámetros en la calibración de los MA adicionales para el diseño de los DI-FAFS

MA No.	Ec. No.	Par.	Und.	Prom.	Error Est.	Mín.	Máx.	Ref.
3	(146)	k_1	d ⁻¹	0.26	0.48	-0.8077	1.3333	Maldona do et al. 2023a,b,2 024b
		A		1.05	0.01	1.0276	1.0754	
		X		-0.12	0.03	-0.2092	-0.0334	
		N		-1.02	1.26	-3.8409	1.7912	
		k_2	(kg m ⁻³ d ⁻¹) : (mg L ⁻¹)	0.001	0.02	-0.0635	0.0656	
		B	kg m ⁻³ d ⁻¹	4.79	130.68	-286.397	295.982	
		M		5.37	42.31	-88.9979	99.7575	
		F	m ³ d kg ⁻¹	0.02	0.00	0.0268	0.0268	
4	(148)	k_1	d ⁻¹	0.34	0.92	-1.68	2.36	Maldona do et al. 2023a,b,2 024b
		A		1.05	0.05	0.93	1.16	
		X		-0.13	0.15	-0.46	0.19	
		N		0.13	1.20	-2.52	2.78	
		k_2	(kg m ⁻³ d ⁻¹) : (mg L ⁻¹)	0.0007	0.0009	-0.001	0.0027	
		B	kg m ⁻³ d ⁻¹	1.3	6.66	-13.40	16.04	
		D_{MV}	m ² d ⁻¹	0.96	8.7x10 ⁻⁷⁷	0.96	.9638	
5	(149)	k_1	d ⁻¹	0.27	0.57	-0.97	1.53	Maldona do et al. 2023a,b,2 024b
		A		1.07	0.05	0.94	1.20	
		X		-0.13	0.10	-0.36	0.10	
		N		0.46	0.78	-1.25	2.18	
		k_2	(kg m ⁻³ d ⁻¹) : (mg L ⁻¹)	0.001	0.01	-0.02	0.02	
		B		0.76	14.70	-31.59	33.18	
		D_{MH}	cm ² d ⁻¹	0.24c	210.20	-462.40	462.90	
6	(150)	k_1	d ⁻¹	0.40	4.28	-9.47	10.28	Maldona do et al. 2023a,b,2 024b
		A		1.10	0.27	0.45	1.74	
		X		-0.01	0.09	-0.22	0.19	
		n		-0.20	5.56	-13.04	12.63	
		k_2	(kg m ⁻³ d ⁻¹) : (mg L ⁻¹)	-0.00004	0.58	-1.34	1.34	
		B	kg m ⁻³ d ⁻¹	-16713.0	5.62x10 ⁻¹³	-16713.0	-16713.0	
		M		18.68	0.00005	18.68	18.68	
		F	m ³ d kg ⁻¹	-0.0009	1.06	-2.45	2.45	
		D_{MV}	m ² d ⁻¹	62.84	4.59843x10 ⁻⁷	62.84	62.84	

7	(152)	k_1	d^{-1}	0.48	3.82	-8.33	9.29	Maldona
		A		1.21	0.27	0.58	1.84	do et al.
		X		-0.0045	0.07	-0.17	0.170	2023a,b.2
		n		-0.25	4.12	-9.77	9.26	024b
		k_2	$(\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}) : (\text{mg L}^{-1})$	-0.00007	0.71	-1.64	1.64	
		B	$\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$	-16980.6	2.13×10^{-13}	-16980.6	-16980.6	
		M		16.96	0.00003	16.96	16.96	
		F	$\text{m}^3 \text{d kg}^{-1}$	-0.0008	0.79	-1.83	1.83	
		D_{MH}	$\text{cm}^2 \text{d}^{-1}$	34.13	0.000001	34.13	34.13	

Ajuste Estadístico en la Etapa de la Calibración de los MA adicionales para el Diseño de los Reactores DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS. En la Tabla 36 se pueden observar los estadísticos de ajuste en la etapa de la calibración de los dos MA adicionales, los cuales han sido calibrados para suministrar los intervalos de los parámetros a fin de ser usados para el diseño del DI-FAFS.

El MA No. 3 representado por la Ecuación 146 $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (\text{COV})^{-n} \right] + k_2 \frac{S_e}{(\text{COV}+b)} + m \cdot f \cdot \text{COV} \right]$, estuvo conformado por ocho parámetros (p), $k_1, A, x, n, k_2, b, m, f$ (Tabla 36) y seis variables independientes, la concentración de los LRS en el afluente del reactor, el coeficiente de tasa de utilización de sustratos orgánicos k_1, k_2 , la temperatura (T), la relación de las profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2), la COV, el número de unidades de profundidad que pueden ser saturadas por una aplicación dada de DQO removible (m), el coeficiente de biosorción en el rango de profundidad unitaria del filtro biológico (f) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MA No. 3 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.88 y $R^2_{\text{adj.}}$ igual a 0.79. Según De la Vara y Gutiérrez (2008) indican que para fines de predicción se recomienda un coeficiente de determinación ajustado de al menos 0.7. El R^2_{ajust} es la variable de preferencia en contraste con el coeficiente de determinación (R^2) debido a que en las ecuaciones que poseen entre 3 y 5 variables independientes, R^2_{ajust} contribuye a valorar el aporte en la explicación de la variable de respuesta. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en 0.05 y 0.03. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.87, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (6-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.71 y d_V es igual a 2.06, debido a que $d_L < d < d_V$, no se puede determinar existencia de correlación entre residuos consecutivos, ni independencia o no entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MA No. 3. El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (161.64) dio un valor mayor al estadístico teórico de

la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.23, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 3 (Ecuación 146) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MA No. 4** representado por la Ecuación 148 $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (COV)^{-n} \right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp \left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t} \right) \right]$, estuvo conformado por siete parámetros (p), $k_1, A, x, n, k_2, b, D_{MV}$, (Tabla 36) y cinco variables independientes, el coeficiente de tasa de utilización de sustratos orgánicos k_1, k_2 , la temperatura (T), la relación de las profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2), la COV, el coeficiente de difusión molecular vertical (D_{MV}) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MA No. 4 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.7 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.54. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en valores 0.08 y 0.05. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 2.58, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (5-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.82 y d_U es igual a 1.87, debido a que $d > d_U$, por lo tanto no existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MA No. 4. El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (89.57)) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.14, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 4 (Ecuación 148) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MA No. 5** representado por la Ecuación 149, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (COV)^{-n} \right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp \left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t} \right) \right]$, estuvo conformado por siete parámetros (p), $k_1, A, x, n, k_2, b, D_{MV}$, (Tabla 36) y siete variables independientes, la concentración DQO de LRS en el afluente del reactor, el coeficiente de tasa de utilización de sustratos orgánicos k_1, k_2 , la temperatura (T), la relación de las profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2), la COV, el coeficiente de difusión molecular vertical (D_{MV}) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b). El número de datos usados en la etapa de la

calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MA No. 5 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.82 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.72. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en los valores 0.06 y 0.03. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 2.40, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (7-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.71 y d_U es igual a 2.06, debido a que d es mayor a d_U , por lo tanto no existe correlación entre residuos consecutivos, verificándose la independencia entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MA No. 5. El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (145.41)) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.14, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 5 (Ecuación 149) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MA No. 6** representado por la Ecuación 150 $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (COV)^{-n} \right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV} t}} \exp \left(\frac{-z^2}{4D_{MV} t} \right) \right]$, estuvo conformado por nueve parámetros (p), $k_1, A, x, n, k_2, b, m, f, D_{MV}$ (Tabla 36) y siete variables independientes, la concentración DQO de LRS en el afluente del reactor, el coeficiente de tasa de utilización de sustratos orgánicos k_1, k_2 , la temperatura (T), la relación de las profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2), la COV, el número de unidades de profundidad que pueden ser saturadas por una aplicación dada de DQO removible (m), el coeficiente de biosorción en el rango de profundidad unitaria del filtro biológico (f) el coeficiente de difusión molecular vertical (D_{MV}) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MA No. 6 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.21 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.21. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en valores de 0.13 y 0.07. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 0.87, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (7-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.71 y d_U es igual a 2.06, debido a que $d_L < d < d_U$, no se puede determinar existencia de correlación entre residuos consecutivos, ni independencia o no entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MA No. 6. El

estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (10.8) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.39, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 6 (Ecuación 150) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MA No. 7** representado por la Ecuación 152, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (COV)^{-n} \right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MH} t}} \exp \left(\frac{-z^2}{4D_{MH} t} \right) \right]$, estuvo conformado por nueve parámetros (p), $k_1, A, x, n, k_2, b, m, f, D_{MH}$ (Tabla 36) y ocho variables independientes, la concentración DQO de LRS en el afluente del reactor, el coeficiente de tasa de utilización de sustratos orgánicos k_1, k_2 , la temperatura (T), la relación de las profundidades del DI-FAFS (D_1/D_2), la COV, el número de unidades de profundidad que pueden ser saturadas por una aplicación dada de DQO removible (m), el coeficiente de biosorción en el rango de profundidad unitaria del filtro biológico (f), el coeficiente de difusión molecular vertical (D_{MH}) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MA No. 7 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.31 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.31. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en valores de 0.11 y 0.06. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 0.81, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (8-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.71 y d_U es igual a 2.06, debido a que $d_L < d < d_U$, no se puede determinar existencia de correlación entre residuos consecutivos, ni independencia o no entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MA No. 7. El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (15.18) dio un valor menor al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.39, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No.7 (Ecuación 152) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

Tabla 41

Parámetros estadísticos de ajuste en la calibración de los MA adicionales para el diseño de los DI-FAFS

MA No.	Ec. No.	VD	p	n ₁	n ₂	R ²	R ² _{adj.}	EEE	EMA	d	GL	F _c	F _v	F _{GL,n-GL-1}	Ref.
3	(146)	$\frac{S_e}{S_i}$	8	18	9	0.88	0.79	0.05	0.03	1.87	8	161.64	85.58	3.23	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
4	(148)	$\frac{S_e}{S_i}$	7	18	9	0.70	0.54	0.08	0.05	2.58	7	89.57	125.62	3.14	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
5	(149)	$\frac{S_e}{S_i}$	7	18	9	0.82	0.72	0.06	0.03	2.40	7	145.41	78.81	3.14	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
6	(150)	$\frac{S_e}{S_i}$	9	18	9	0.21	0.21	0.13	0.07	0.87	9	10.8	34.02	3.39	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
7	(152)	$\frac{S_e}{S_i}$	9	18	9	0.31	0.31	0.11	0.06	0.81	9	15.18	16.90	3.39	Maldonado et al. 2023a,b.2024b

Nota: VD: variable dependiente, p: número de parámetros, n₁: número de datos en la calibración, n₂: número de datos en la validación, R²: coeficiente de determinación, R²_{ajust.}: coeficiente de determinación ajustado, EEE: Error estándar del estimado, EMA: Error medio absoluto, d: estadístico de Durbin-Watson, GL:grados de libertad, F_{0c}: estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la calibración, F_{GL,n-GL-1}estadístico teórico de la función F.

Calibración de los Modelos Acoplados Adicionales para el Diseño de los Reactores TRI-FAFS para la Remoción de la MO de los LRS

En la Tabla 37 se presentan los resultados de los parámetros que han formado parte de la estructura matemática en los seis MA adicionales formulados para el diseño del reactor TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS, como ha sido mostrado en los resultados del objetivo específico No. 3. Los tres MA adicionales pueden ser usados para estimar la relación S_e/S_i o la variable asociada a la concentración del efluente (S_e) al DI-FAFS. Tres MA adicionales para el diseño del reactor TRI-FAFS han involucrado al MA No. 3 (Ecuación 147) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), MA No. 6 (Ecuación151) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b) y MA No. 7 (Ecuación153) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b),

En la Tabla 37 se puede observar que para cada uno de los MA adicionales han sido reportados los estadísticos asociados a cada uno de los parámetros o coeficientes cinéticos que han constituido a cada uno de los MA para el diseño del reactor TRI-FAFS. Los estadísticos han incluido a los valores representando a la media, error estándar, intervalo de variación aproximada de los parámetros del MA a un nivel de confianza de 95 % representado por los estadísticos, mínimo y máximo.

Adicionalmente, en la Tabla 38 se suministran los parámetros de ajuste estadístico de cada uno de los MA conteniendo como parámetros estadísticos al número de parámetros dentro de la estructura matemática de cada ecuación (p), el número de datos usados en la etapa de la calibración

(n_1), el número de datos usados en la etapa de la validación (n_2), el coeficiente de determinación (R^2), el coeficiente de determinación ajustado (R^2_{adj}), el error estándar de estimación, el error medio absoluto (EMA), el coeficiente de Durbin-Watson (d) y el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$).

En el **MA No. 3** (Ecuación 147, $[\frac{S_e}{S_i} = \exp[-k_1(A)^{T-20}(\frac{D_1}{D_2})^x(\frac{D_2}{D_3})^y(COV)^{-n}] + k_2 \frac{S_e}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV]$, (Tabla 37) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), el coeficiente de reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos k_1 ha dado un valor promedio de 4.86 d^{-1} , variando entre 0.48 y 9.23 d^{-1} . El coeficiente actividad-temperatura dio un promedio de 1.01 . Los exponentes de la relación de profundidades del TRI-FAFS (D_1/D_2), (D_2/D_3) y la COV (n) han dado valores promedios de 0.15 , 0.33 y 0.34 , respectivamente. Los coeficientes k_2 y b han dado un valor promedio den en el primero, $0.02 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}) : \text{(mg L}^{-1})$ o 20 d^{-1} · en el segundo, $588.23 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. Los coeficientes m y f dieron como valores promedios 0.01 y $0.00004 \text{ m}^3 \text{ d kg}^{-1}$, Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden mayormente entre 10^{-2} y 10^1 .

En el **MA No. 6** (Ecuación 151, $[\frac{S_e}{S_i} = \exp[-k_1(A)^{T-20}(\frac{D_1}{D_2})^x(\frac{D_2}{D_3})^y(COV)^{-n}] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp(\frac{-z^2}{4D_{MV}t})]$, (Tabla 37) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), el coeficiente de reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos k_1 ha dado un valor promedio de 6.09 d^{-1} , variando -16.42 y 28.60 d^{-1} . El coeficiente actividad-temperatura dio un promedio de 1.057 . Los exponentes de la relación de profundidades del TRI-FAFS (D_1/D_2), (D_2/D_3) y la COV (n) han dado valores promedios de 0.056 , 0.334 y -0.097 , respectivamente. Los coeficientes k_2 y b han dado un valor promedio de el primero de, $0.0004 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}) : \text{(mg L}^{-1})$ o 0.4 d^{-1} , variando entre -0.001 y $0.0019 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}) : \text{(mg L}^{-1})$ en el segundo, $214.398 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, variando entre 214.39 y $214.39 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. Los valores promedio de los coeficientes m y f fueron 1.884 y $0.0062 \text{ m}^3 \text{ d kg}^{-1}$, respectivamente. El coeficiente D_{MV} dio como un valor promedio de $0.18 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$, Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden mayormente entre 10^{-2} y 10^1 .

En el **MA No. 7** (Ecuación 153, $[\frac{S_e}{S_i} = \exp[-k_1(A)^{T-20}(\frac{D_1}{D_2})^x(\frac{D_2}{D_3})^y(COV)^{-n}] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp(\frac{-z^2}{4D_{MV}t})]$, (Tabla 37) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), el coeficiente de

reacción o tasa máxima de utilización de sustratos por unidad de microorganismos k_1 ha dado un valor promedio de 38.56 d^{-1} , variando -114.9 y 192.1 d^{-1} . El coeficiente actividad-temperatura dio un promedio de 1.09 . Los exponentes de la relación de profundidades del TRI-FAFS (D_1/D_2), (D_2/D_3) y la COV (n) han dado valores promedios de 0.44 , 0.92 y 0.39 , respectivamente. Los coeficientes k_2 y b han dado un valor promedio en el primero, $0.0004 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}) : \text{(mg L}^{-1})$ o 0.4 d^{-1} , en el segundo, $106.21 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. Los valores promedio de los coeficientes m y f fueron 1.47 y $0.004 \text{ m}^3 \text{ d kg}^{-1}$, respectivamente. El coeficiente D_{MH} dio como un valor promedio de $18.46 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$. Los errores de estimación de los parámetros han resultado en el orden mayormente entre 10^{-2} y 10^2 .

Tabla 42

Parámetros en la calibración de los MA adicionales para el diseño de los TRI-FAFS

MA No.	Ec. No.	Par.	Und.	Prom.	Error Est.	Mín.	Máx.	Ref.
3	(147)	k_1	d^{-1}	4.86	1.93	0.48	9.23	Maldonado et al. 2023a,b. 2024b
		A		1.01	0.004	1.00	1.01	
		x		0.15	0.08	-0.03	0.33	
		y		0.33	0.16	-0.03	0.71	
		n		0.34	0.40	-0.57	1.27	
		k_2	$(\text{kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}) : (\text{mg L}^{-1})$	0.02	0.03	-0.06	0.10	
		b	$\text{kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$	588.23	1.4410^{-9}	588.23	588.23	
		m		0.01	1.91×10^{-9}	0.01	0.01	
		f	$\text{m}^3 \text{ d kg}^{-1}$	0.00004	5.73×10^{-7}	0.00004	0.00004	
		D_{MV}	$\text{m}^2 \text{ d}^{-1}$	0.1801	0.0073	0.1631	0.1970	
6	(151)	k_1	d^{-1}	6.090	9.7630	-16.4235	28.603	Maldonado et al. 2023a,b.20 24b
		A		1.057	0.0389	0.9678	1.147	
		x		0.056	0.3643	-0.7836	0.8968	
		y		0.3348	0.6539	-1.1731	1.8427	
		n		-0.097	0.2921	-0.7715	0.5757	
		k_2	$(\text{kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}) : (\text{mg L}^{-1})$	0.0004	0.0006	-0.0010	0.0019	
		b	$\text{kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$	214.398	4.982×10^{-9}	214.39	214.39	
		m		1.8848	0.000004	1.8848	1.889	
		f	$\text{m}^3 \text{ d kg}^{-1}$	0.0062	0.0012	0.0034	0.0091	
		D_{MV}	$\text{m}^2 \text{ d}^{-1}$	0.1801	0.0073	0.1631	0.1970	
7	(153)	k_1	d^{-1}	38.56	66.58	-114.9	192.1	Maldonado et al. 2023a,b.20 24b
		A		1.09	0.07	0.91	1.28	
		x		0.44	0.35	-0.37	1.25	
		y		0.92	0.66	-0.61	2.46	
		n		0.39	0.32	-0.32	1.14	
		k_2	$(\text{kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}) : (\text{mg L}^{-1})$	0.0004	0.0002	-0.0002	0.0010	
		b	$\text{kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$	106.21	5.5348×10^{-8}	106.21	106.21	
		m		1.4710	0.000009	1.47	1.47	
		f	$\text{m}^3 \text{ d kg}^{-1}$	0.004	0.0028	-0.001	0.01	
		D_{MH}	$\text{m}^2 \text{ d}^{-1}$	18.46	0.00003	18.46	18.46	

Ajuste Estadístico en la Etapa de la Calibración de los MA adicionales para el Diseño de los Reactores TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS. En la Tabla 38 se pueden observar los estadísticos de ajuste en la etapa de la calibración de los dos MA adicionales, los cuales

han sido calibrados para suministrar los intervalos de los parámetros a fin de ser usados para el diseño del TRI-FAFS.

El **MA No. 3** representado por 147, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (COV)^{-n} \right] + k_2 \frac{S_e}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV \right]$ estuvo conformado por nueve parámetros (p), $k_1, A, x, y, n, k_2, b, m, f$ (Tabla 38) y ocho variables independientes, la concentración de LRS en el afluente, el coeficiente de tasa de utilización de sustratos orgánicos k_1, k_2 , la temperatura (T), la relación de las profundidades del TRI-FAFS (D_1/D_2), (D_2/D_3), la COV, el número de unidades de profundidad que pueden ser saturadas por una aplicación dada de DQO removible (m), el coeficiente de biosorción en el rango de profundidad unitaria del filtro biológico (f) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MA No. 3 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.76 y R^2_{adj} , igual a 0.56. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en valores de 0.02 y 0.01. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.94, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (8-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.71 y d_U es igual a 2.06, es decir $d_L < d < d_U$, no se puede determinar existencia de correlación entre residuos consecutivos, ni independencia o no entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MA No. 3. El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (74.41) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.44, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 3 (Ecuación 147) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MA No. 6** representado por la Ecuación 151, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (COV)^{-n} \right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV} t}} \exp \left(\frac{-z^2}{4D_{MV} t} \right) \right]$ estuvo conformado por 9 parámetros (p), $k_1, A, x, y, n, k_2, b, m, f, D_{MV}$ (Tabla 38) y diez variables independientes, la concentración de LRS en el afluente, el coeficiente de tasa de utilización de sustratos orgánicos k_1, k_2 , la temperatura (T), la relación de las profundidades del TRI-FAFS (D_1/D_2), (D_2/D_3), la COV, el número de unidades de profundidad que pueden ser saturadas por una aplicación dada de DQO removible (m), el coeficiente de biosorción en el rango de profundidad unitaria del filtro biológico (f), el coeficiente

de difusión molecular vertical (D_{MV}) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MA No. 6 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.76 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.49. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en los valores de 0.02 y 0.01. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 2.01, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (10-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.71 y d_V es igual a 2.06, es decir $d_L < d < d_V$, no se puede determinar existencia de correlación entre residuos consecutivos, ni independencia o no entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MA No. 6. El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (64.24) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.39, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 6 (Ecuación 150) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

El **MA No. 7** representado por la Ecuación 153, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t}\right)\right]$ estuvo conformado por diez parámetros (p), $k_1, A, x, n, k_2, b, m, f, D_{MH}$ (Tabla 38) y diez variables independientes, la concentración de LRS en el afluente, el coeficiente de tasa de utilización de sustratos orgánicos k_1, k_2 , la temperatura (T), la relación de las profundidades del TRI-FAFS (D_1/D_2), (D_2/D_3), la COV, el número de unidades de profundidad que pueden ser saturadas por una aplicación dada de DQO removible (m), el coeficiente de biosorción en el rango de profundidad unitaria del filtro biológico (f), el coeficiente de difusión molecular vertical (D_{MH}) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b). El número de datos usados en la etapa de la calibración fueron 18, mientras que el número de datos usados en la etapa de la validación fueron 9, para un total de 27 datos obtenidos en una CEE. La calidad del ajuste estadístico del MA No. 7 a las observaciones dio como resultados R^2 igual a 0.72 y $R^2_{adj.}$ igual a 0.4. En cuanto a los EEE y EMA resultaron en los valores de 0.02 y 0.01. El coeficiente de Durbin-Watson (d) dio igual a 1.23, de las tablas de límites de la prueba de Durbin-Watson, ingresando con un número de residuos igual a 18, un número de (10-1) variables independientes, y un nivel de significancia de 0.05, se obtiene que d_L es igual 0.71 y d_V es igual a 2.06, es decir $d_L < d < d_V$, no se puede determinar existencia de correlación entre residuos consecutivos, ni independencia o no

entre mediciones consecutivas en los datos experimentales para el ajuste del MA No. 7. El estadístico de prueba F_0 , representado por F_{0c} (54.39) dio un valor mayor al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.35, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No.7 (Ecuación 152) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS (De la Vara y Gutiérrez, 2008).

Tabla 43

Parámetros estadísticos de ajuste en la calibración de los MA adicionales para el diseño de los TRI-FAFS

MA No.	Ec. No.	VD	p	n ₁	n ₂	R ²	R ² _{adj.}	EEE	EMA	d	GL	Fc	Fv	F _{GL,n-GL-1}	Ref.
3	(147)	$\frac{S_e}{S_i}$	9	18	9	0.76	0.56	0.02	0.01	1.94	9	74.41	15.99	3.443	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
6	(151)	$\frac{S_e}{S_i}$	10	18	9	0.76	0.49	0.02	0.01	2.01	9	64.24	29.38	3.39	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
7	(153)	$\frac{S_e}{S_i}$	10	18	9	0.72	0.40	0.02	0.01	1.23	10	54.39	22.22	3.35	Maldonado et al. 2023a,b.2024b

Nota: VD: variable dependiente, p: número de parámetros, n₁: número de datos en la calibración, n₂: número de datos en la validación, R²: coeficiente de determinación, R²_{ajust.}: coeficiente de determinación ajustado, EEE: Error estándar del estimado, EMA: Error medio absoluto, d: estadístico de Durbin-Watson, GL:grados de libertad, F_{0c} : estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la calibración, $F_{GL,n-GL-1}$ estadístico teórico de la función F.

Discusión de Resultados de la Calibración de los MH y MA para el Diseño de los FAFA-MFS en la Remoción de la MO de los LRS

Discusión de Resultados de la Calibración de los MH para el Diseño de los DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS. En esta sección se presenta una comparación de los parámetros obtenidos en la etapa de la calibración de los MH para el diseño de los reactores DI-FAFS con aquellos obtenidos para los reactores aeróbicos y los anaeróbicos (Tablas 30 - 48). Los parámetros de calibración de los MH para los reactores DI-FAFS se encuentran contenidos en las Tablas 32 y 1A, para los reactores TRI-FAFS en las Tablas 34 y 3A. Los parámetros en la etapa de la calibración de los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS se muestran en la Tabla 36, para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la Tabla 38. En cuanto a los parámetros estimados en la etapa de la calibración de los MA adicionales para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, se pueden observar en las Tablas 40 y 42, respectivamente.

En el **MH No. 1** (Ecuación 109, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (\text{cov})^{-n} \right] \right]$, (Tabla 32) para el diseño del reactor DI-FAFS, la tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k) ha resultado con un valor promedio de 0.83 d^{-1} , variando entre -0.01 y 1.68 d^{-1} (Tabla 27). Este intervalo contiene la mayor parte de valores comunes de k estimados en la Tabla 1A, los cuales variaron entre 0.12 y 2.13 d^{-1} . El valor promedio de k obtenido para el reactor DI-FAFS está en la proximidad del intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la $\text{DBO}_{5,20}$ mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948), por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d^{-1} , por Germain (1966) en el orden 0.045 d^{-1} , por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d^{-1} (Maldonado et al., 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tablas 30 - 48) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el DI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y $35 \text{ }^\circ\text{C}$, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980; Contrera et al., 2014; Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976; Lindgren, 1983; Viraraghavan y Varadarajan, 1995), en el UASB (Guiot, 1991) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al., 1997) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b). En cuanto al exponente x vinculado a la relación de profundidades del DI-FAFS ha resultado variando entre -0.36 y -0.06 , siendo similar al resto de los intervalos estimados para el resto de los MH para el DI-FAFS en la Tabla 32. Así como, el exponente n siendo potencia de la COV resultó en un intervalo entre -0.63 y 0.83 conteniendo a los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Maldonado et al. 2020). El MH No. 1 es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del DI-FAFS.

En el **MH No. 2** (Ecuación 113, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k(A)^T \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (\text{cov})^{-n} \right] \right]$, (Tabla 32) para el diseño del reactor DI-FAFS, la tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k) ha resultado con un valor promedio de 0.34 d^{-1} , variando entre 0.06 y 0.61 d^{-1} (Tabla 32). Este intervalo contiene la mayor parte de valores comunes de k estimados en la Tabla 1A, los cuales variaron entre -0.004 y 0.41 d^{-1} . El valor promedio de k obtenido para el reactor DI-FAFS está en la proximidad del intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la $\text{DBO}_{5,20}$ mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948), por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d^{-1} , por Germain (1966) en el orden 0.045 d^{-1} , por

Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d^{-1} (Maldonado et al., 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tablas 30 - 48) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el DI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y 35 °C, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d^{-1}); Contreras et al., 2014 ($4.4 \times 10^{-5} \text{ d}^{-1}$); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d^{-1})), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d^{-1}); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.333 d^{-1}); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d^{-1})), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04 , 0.91 d^{-1})) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al.,1997 (3.8 d^{-1})) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b). En el coeficiente actividad – temperatura (A) dio resultados variando entre 1.01 y 1.06, cuyo intervalo está en acuerdo con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf y Eddy, 1991, 2003). En cuanto al exponente x vinculado a la relación de profundidades del DI-FAFS ha resultado variando entre -0.23 y -0.01 , siendo similar al resto de los intervalos estimados para el resto de los MH para el DI-FAFS en la Tabla 32. Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en un intervalo entre -0.32 y 0.56 conteniendo a la mayoría de los valores dentro de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Maldonado et al., 2020). El MH No. 2 (Ecuación 113) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del DI-FAFS.

En el **MH No. 2** (Ecuación 114, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x(\text{COV})^{-n}\right]\right]$, (Tabla 32) para el diseño del reactor DI-FAFS, la tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k) ha resultado con un valor promedio de 0.61 d^{-1} , variando entre 0.19 y 1.03 d^{-1} (Tabla 32). Este intervalo contiene la mayor parte de valores comunes de k estimados en la Tabla 1A, los cuales variaron entre 0.26 y 0.81 d^{-1} (Maldonado et al., 2018,2020,2022b-c, 2023b), entre 0.14 y 0.97 d^{-1} (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. (2022b-c, 2023b), entre 0.29 y 0.98 (Maldonado et al., 2023a-c, 2024b). El valor promedio de k obtenido para el reactor DI-FAFS está en la proximidad del intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la $\text{DBO}_{5,20}$ mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948), por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d^{-1} , por Germain (1966) en el orden 0.045 d^{-1} , por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d^{-1} (Maldonado et al., 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de

Monod o modificaciones de ésta (Tabla 50) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el DI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y 35 °C, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d⁻¹); Contrera et al., 2014 (4.4 x 10⁻⁵ d⁻¹); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d⁻¹)), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d⁻¹); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d⁻¹); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d⁻¹)), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04, 0.91 d⁻¹)) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al., 1997 (3.8 d⁻¹)) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b). Con respecto a los reactores aeróbicos (CBR (Tabla 52) y FP (Tabla 53)) y anaeróbicos (UASB (Tablas 54)), k estimado desde MH No. 2 varió para CBR (-0.34 y 1.08 d⁻¹), FP (0.32 y 0.97 d⁻¹) y UASB (-0.03 y 0.11 d⁻¹) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), cuyos valores están en correspondencia con los obtenidos para el DI-FAFS. El coeficiente actividad – temperatura (A) dio resultados variando entre 1.02 y 1.07, cuyo intervalo está en acuerdo con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf y Eddy, 1991, 2003). En cuanto al exponente x vinculado a la relación de profundidades del DI-FAFS ha resultado variando entre -0.18 y 0.05, siendo similar al resto de los intervalos estimados para el resto de los MH para el DI-FAFS en la Tabla 32. Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en un intervalo entre -0.35 y 0.61 conteniendo a la mayoría de los valores dentro de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Maldonado et al. 2020), para CBR (-0.99 y 0.37, Tabla 46), FP (-0.75 y -0.16, Tabla 47) y UASB (-2.08 y -0.59, Tabla 48) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b). El MH No. 2 (Ecuación 114) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del DI-FAFS.

En el **MH No. 3** (Ecuación 118, $[\frac{S_e}{S_i}] = \exp\left[-k\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (s_{a1})^m (s_{a2})^p (cov)^{-n}\right]$), (Tabla 32) para el diseño del reactor DI-FAFS, la tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k) ha resultado con un valor promedio de 0.04 d⁻¹, variando entre -0.15 y 0.23 d⁻¹ (Tabla 27). Este intervalo contiene la mayor parte de valores comunes de k estimados en la Tabla 1A, los cuales variaron entre -1.32 y 2.00 d⁻¹ (Maldonado et al., 2018,2020,2022b-c, 2023b). El valor promedio de k obtenido para el reactor DI-FAFS está en la proximidad del intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la DBO_{5,20} mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948), por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d⁻¹, por Germain (1966) en el orden 0.045 d⁻¹, por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d⁻¹

(Maldonado et al., 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tablas 48 - 55) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el DI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y 35 °C, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d⁻¹); Contrera et al., 2014 (4.4 x 10⁻⁵ d⁻¹); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d⁻¹)), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d⁻¹); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d⁻¹); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d⁻¹)), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04, 0.91 d⁻¹)) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al., 1997 (3.8 d⁻¹)) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b). En cuanto los exponentes x , m y p vinculados a la relación de profundidades del DI-FAFS, área superficial de las F1 y F2, han resultado variando entre -0.84 y 0.18, -1.18 y 0.66, -1.55 y 0.42, respectivamente, siendo similares al resto de los intervalos estimados para el resto de los MH para el DI-FAFS en la Tabla 32. Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en un intervalo entre -0.78 y 0.55 conteniendo a la mayoría de los valores dentro de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Maldonado et al. 2020). El MH No. 3 (Ecuación 118) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del DI-FAFS.

En el **MH No. 4** (Ecuación 123, $[R = \frac{S_e}{S_i} = [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)]]$, (Tabla 32) para el diseño del reactor DI-FAFS, el coeficiente de biosorción dio un valor promedio de -0.0000617 L mg⁻¹, variando entre -0.000141 y 0.0000175 L. mg⁻¹. Stack (1957) reportó valores de $f < 10^{-4}$ L d mg⁻¹ (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), estos valores de f están dentro del intervalo estimado para la Ecuación 123, siendo adecuada la predicción para el proceso de transporte del LRS por sorción hacia el interior de la biopelícula del DI-FAFS. Según Guevara (2016) y Alvarez y Guevara (2003) la sorción consiste en la división de la sustancia sorbida en fases. En el caso del DI-FAFS se ha estimado que existirían cerca de 10⁻⁴ L de LRS por cada mg de biopelícula adherida al medio de soporte de tubos de PVC en el interior del DI-FAFS. Con respecto a S , la cual representa la cantidad de DQO removable que debe aplicarse por unidad de área para saturar completamente una unidad de profundidad con DQO; resultó variando entre -7224.23 y -3098.45 mg L⁻¹, este intervalo en magnitud está conteniendo al máximo valor de la DQO en el afluente al DI-FAFS que ha sido suministrado en el diseño experimental de 3500 mg L⁻¹, de lo expuesto el DI-FAFS aún podría admitir cerca del doble de sustrato para alcanzar niveles de saturación de la biopelícula, lo que conlleva a inferir que existen niveles umbrales de suministro de sustrato en el afluente al DI-FAFS

para un adecuado proceso de transporte de sustratos en la interfaz LRS-biopelícula. Según Maldonado et al. (2023a,b,2024b) (Tabla 9A) el TRI-FAFS ha sido sometido a valores de DQO en el afluente al reactor variando entre 7723 y 11654 mg L⁻¹ con el TRI-FAFS operando a temperatura de 34 °C alcanzando eficiencias de operación desde bajas (16 %) a medias (40 %), lo que estaría confirmando que la predicción de *S* en el MH No. 4 (Ecuación 123, Tabla 32) es acertada en cuanto a los límites para sorber sustrato desempeñados por la biopelícula en el DI-FAFS.

En el **MH No. 5** (Ecuación 127, $[r_s = \frac{dS}{dt} = -r_{m,s} \frac{S_e}{(S_e + K_s)}]$, (Tabla 32) para el diseño del reactor DI-FAFS, el coeficiente representando a la tasa máxima de utilización de sustratos (SUR, en inglés) por los microorganismos resultó en un valor promedio de 146 mg L⁻¹ h⁻¹, variando entre 56.92 y 236.09 mg L⁻¹ h⁻¹ (Márquez, Maldonado et al., 2021,2022b-c, 2023b). Así mismo, dio un valor promedio de 39.47 mg L⁻¹ h⁻¹ varió entre 35.61 y 43.33 mg L⁻¹ h⁻¹ (Maldonado et al. 2024a-c). Freytez et al., (2021, 2022, 2023a, 2023b), reportaron valores de SUR para el SBR operando en una fase biológica mixta usando biomasa granular bajo la secuencia de aireación (óxica, anaeróbica-óxica) y duración del ciclo (6 y 24 h), obteniendo DQO (-100 y -200 mg L⁻¹ h⁻¹) y para el SBR trabajando en una secuencia biológica (anóxica I-óxica-anóxica II) (-48 y -75 mg L⁻¹ h⁻¹), siendo similares al SUR observado en el DI-FAFS. Los valores de SUR fueron inferiores a los valores reportados por Limonti et al. (2023) en aproximadamente entre 2 y 5 veces de magnitud (507–1097 mg L⁻¹ h⁻¹) siendo el sustrato un LRS con DQO de 54 000 mg L⁻¹ (Tablas 48 - 55) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b). En cuanto al coeficiente velocidad media o de saturación resultó en un valor promedio de -830.40 mg L⁻¹, variando entre -885.84 y -774.95 mg L⁻¹, este intervalo de valores de resultó menor que la DQO en la entrada al DI-FAFS, la cual varió entre 1740 y 3500 mg L⁻¹. Según Metcalf y Eddy (1991, 2003), se confirma que los microorganismos en la biopelícula están desempeñando la digestión anaeróbica en la zona de crecimiento exponencial de la curva de crecimiento. Así mismo, en la zona de crecimiento exponencial, existe exceso de alimento alrededor de los microorganismos, en consecuencia, la tasa de metabolismo y crecimiento sólo depende de la capacidad de los organismos para procesar el sustrato (Metcalf y Eddy (1991, 2003), El MH No. 5 (Ecuación 127) es un predictor satisfactorio de SUR y cinética del crecimiento de la biopelícula del DI-FAFS,

En el **MH No. 5** (Ecuación 130, $[r_s = \frac{dS}{dt} = -r_{m,s} A^{T-20} \frac{S_e}{(S_e + K_s)}]$, (Tabla 32) para el diseño del reactor DI-FAFS, el coeficiente resultó en un valor promedio de 42.99 mg L⁻¹ h⁻¹, variando entre 38.76 y 47.21 mg L⁻¹ h⁻¹ (Maldonado et al. 2024a, forthcoming). Freytez et al., (2021, 2022, 2023a,

2023b), reportaron valores de SUR para el SBR operando en una fase biológica mixta usando biomasa granular bajo la secuencia de aireación (óxica, anaeróbica-óxica) y duración del ciclo (6 y 24 h), obteniendo DQO (-100 y -200 mg L⁻¹ h⁻¹) y para el SBR trabajando en una secuencia biológica (anóxica I-óxica-anóxica II) (-48 y -75 mg L⁻¹ h⁻¹), siendo similares al SUR observado en el DI-FAFS. Los valores de SUR fueron inferiores a los valores reportado por Limonti et al. (2023) en aproximadamente entre 2 y 5 veces de magnitud (507–1097 mg L⁻¹ h⁻¹) siendo el sustrato un LRS con DQO de 54 000 mg L⁻¹ (Tablas 30 - 48) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b). En cuanto al coeficiente velocidad media o de saturación resultó variando entre -770.95 y -685.26 mg L⁻¹, este intervalo de valores de resultó menor que la DQO en la entrada al DI-FAFS, la cual varió entre 1740 y 3500 mg L⁻¹. Según Metcalf y Eddy (1991, 2003), se confirma que los microorganismos en la biopelícula están desempeñando la digestión anaeróbica en la zona de crecimiento exponencial de la curva de crecimiento. Así mismo, en la zona de crecimiento exponencial, existe exceso de alimento alrededor de los microorganismos, en consecuencia, la tasa de metabolismo y crecimiento sólo depende de la capacidad de los organismos para procesar el sustrato (Metcalf y Eddy (1991, 2003). El coeficiente actividad – temperatura dio resultados variando entre 0.99 y 1.01, cuyo intervalo está en acuerdo con los valores usuales del coeficiente correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf & Eddy, 1991, 2003). El coeficiente actividad-temperatura ocasiona una baja influencia sobre el parámetro, confirmando a la magnitud de ocurrencia del parámetro a temperaturas entre 20 y 34 °C, El MH No. 5 (Ecuación 130) es un predictor satisfactorio de SUR y cinética del crecimiento de la biopelícula del DI-FAFS.

El **MH No. 5** expresado a través de la Ecuación 127, $[r_s = \frac{ds}{dt} = -r_{m,s} \frac{S_e}{(S_e + K_s)}]$, conduce a entender que el reactor DI-FAFS funcionó con valores medios previstos de la tasa máxima de utilización del sustrato (SUR) o ($r_{m,s}$) estimada en 39.47 mg DQO L⁻¹h⁻¹ para R² igual a 0.67 (Ecuación 127, Tabla 28), y 42.99 mg DQO L⁻¹h⁻¹ para R² igual a 0.55 (Ecuación 130, Tabla 32) con los LRS siendo alimentados y tratados en el reactor DI-FAFS a 20 °C, 27 °C y 34 °C. El reactor TRI-FAFS funcionó con valores medios previstos de SUR estimada en 49.66 mg DQO L⁻¹h⁻¹ para R² igual a 0.67 (Ecuación 127, Tabla 34), con los LRS siendo alimentados y tratados en el reactor TRI-FAFS a 34 °C. Estos valores máximos de SUR para los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS resultaron en un orden de magnitud similar a los estimados para el reactor discontinuo secuencial (SBR) que funcionó en diferentes secuencias de aireación y temperaturas entre 26.2 °C y 27.1 °C (Freytez et al., 2024), como una sola fase biológica - óxica (23.34 mg DQO L⁻¹h⁻¹ con R² igual a 0.66), dos fases biológicas - anaeróbica- óxica (56.76 mg DQO L⁻¹h⁻¹ con R² igual a 0.99), y tres

fases biológicas que funcionaron en un modo de nitrificación-desnitrificación convencional (CND) - anóxica I (80.52 mg DQO L⁻¹h⁻¹ a R² igual a 0.6) - óxica (0.71 mg DQO L⁻¹h⁻¹ a R² igual a 0.72) - anóxica II (5.81 mg DQO L⁻¹h⁻¹ a R² igual a 0.73), así como tres fases biológicas que funcionaron en un modo de nitrificación-desnitrificación simultáneo (SND) – anóxico I (91.48 mg DQO L⁻¹h⁻¹ a R² igual a 0.5) – óxico (2.17 mg DQO L⁻¹h⁻¹ a R² igual a 0,62) – anóxico II (2.10 mg DQO L⁻¹h⁻¹ a R² igual a 0.50). Los valores de DQO y NH₄-N en el afluente al SBR que operó en tres fases biológicas secuenciales (anóxico I- óxico -anóxico II) para tratar las aguas residuales de tenería se determinaron en un rango de 1200 a 1500 mg DQO L⁻¹ y también de 75 mg L⁻¹ y 85 mg L⁻¹, respectivamente (Freytez et al., 2020, 2022, 2024). Comparando los resultados de los valores medios del SUR máximo (Ecuaciones 127 y 130, Tablas 32 y 34) obtenidos en los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS y reportados para el SBR realizando la remoción de DQO en diferentes secuencias de aireación, se ha encontrado que las estimaciones más cercanas del SUR máximo ocurrieron en aquellos casos cuando la secuencia de aireación en el SBR incluyó una fase anaeróbica o anóxica como la primera fase en la secuencia de aireación.

El significado de estos resultados puede ser apoyado por la ocurrencia de un posible proceso intracelular de oxidación anaeróbica de amonio ('anammox'), (Jetten et al., 2001) debido a la detección de compuestos nitrogenados en la caracterización RSG (Tablas 30 - 48) que constituyeron el influente a los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS (Maldonado y Hernández, 2016; Maldonado, Leal y Serrano, 2016; Maldonado y Rozo, 2019; Maldonado et al., 2023, 2024) así como el anammox puede haber sido la causa de la reducción de NH₄-N en la primera fase anóxica del SBR (anóxica I- óxica -anóxica II) (Freytez et al., 2024). El amonio (NH₄-N) resultó variando entre 613 mg L⁻¹ y 1070 mg L⁻¹, y el compuesto inorgánico oxidado de nitrito (NO₂-N) en un rango de 5x10⁻³ mg L⁻¹ y 2,38 mg L⁻¹, como se puede observar en Maldonado et al. (2018a, 2018b, 2020, 2023, 2024, forthcoming). Anammox está dominado por el género del planctomiceto oxidante de amonio anaeróbico, conocido como *Candidatus Brocadia*, que se supone que forma parte integrante de la comunidad microbiana en los reactores FAFA-MFS, y se ha encontrado en otros sistemas de tratamiento de biopelículas como el filtro percolador y el contactor biológico rotatorio (RBC) (Jetten et al. 2001). La vía metabólica para la oxidación anaeróbica del amonio dicta que el aceptor de electrones nitrito se reduce a hidroxilamina. En un medio celular con un exceso de hidroxilamina y amonio, la acumulación transitoria de la enzima hidrazina se oxida a gas dinitrógeno (Jetten et al. 2001).

El coeficiente de producción máximo medido durante cualquier período finito de la fase de crecimiento exponencial se estimó para el reactor DI-FAFS a temperaturas de 20 °C, 27 °C y 34 °C obteniendo valores medios alrededor de 0.20 (UFC mL⁻¹ h⁻¹) : (mg DQO L⁻¹ h⁻¹) con un R² que varió de 0.69 a 0.96 (Tabla 32), 0.11 (UFC mL⁻¹ h⁻¹) : (mg DQO L⁻¹ h⁻¹) con un R² igual a 0.55 (Tablas 27), y de 0.45 a 594.40 (UFC mL⁻¹ h⁻¹) : (mg DQO L⁻¹ h⁻¹) con un R² igual a 0.55 (Tabla 27), respectivamente. En el caso del reactor TRI-FAFS, se estimó de acuerdo con la F1 a la F3 en la configuración física del reactor TRI-FAFS operando a 34 °C. Los valores medios de resultaron para la F1 (12.43 UFC mL⁻¹ h⁻¹) : (mg DQO L⁻¹ h⁻¹), F2 (26.01 UFC mL⁻¹ h⁻¹) : (mg DQO L⁻¹ h⁻¹h), F3 (3.61 UFC mL⁻¹ h⁻¹) : (mg DQO L⁻¹ h⁻¹) (Tabla 34). Estos hallazgos en el coeficiente revelan que este parámetro cinético ha demostrado una alta sensibilidad a la influencia de la temperatura reflejada por los resultados para el reactor DI-FAFS y el número de la etapa en el reactor TRI-FAFS. El índice más aproximado es el inverso de la relación alimento-microorganismo (F:M), masa de sustrato aplicada por unidad de biomasa por día, que es uno de los parámetros de diseño y control de operación en las variantes de reactores de lodos activados, donde el alimento se expresa como la carga orgánica y los microorganismos se representan por la concentración de sólidos suspendidos volátiles del licor mixto (SSVLM) (Metcalf y Eddy, 1991; Wang et al., 2009). En la relación F:M, la fracción volátil de los sólidos biológicos suspendidos totales se utiliza como una aproximación de la masa biológica activa. Esta suposición se basa en el hecho de que la fracción volátil se considera proporcional a la actividad de la masa microbiana que se analiza. Aunque se han utilizado varias otras medidas como el contenido de nitrógeno, proteínas, ácido desoxirribonucleico (ADN) y adenosín trifosfato (ATP), generalmente se utiliza el contenido de sólidos volátiles, principalmente por la facilidad de medirlos (Metcalf & Eddy, 1991). Según Korzeniewska y Harnisz (2018), no se encontraron correlaciones estadísticamente significativas entre el valor de SSVLM del reactor de lodos activados y el número de recuentos de placas heterotróficas en *E. coli*, así como el número de réplicas analizadas de genes. Kataoka et al. (1992) encontraron la relación UFC mL⁻¹: SSVLM teniendo en cuenta los recuentos más altos después de 5 semanas de incubación para tres reactores anaeróbicos, manto de lodos anaeróbicos de flujo ascendente (UASB) que funcionó a 35 °C (5.4x10⁷ UFC mL⁻¹ (1.4x10⁹ UFC g SSVLM⁻¹), lecho fluidizado anaeróbico de flujo ascendente a 30 °C (7.9x10⁷ UFC mL⁻¹ (9.3x10⁹ UFC g SSVLM⁻¹), lecho empacado anaeróbico de flujo ascendente a 30 °C (4.8x10⁸ UFC mL⁻¹ (2.4x10¹¹ UFC g SSVLM⁻¹). En comparación, *Methanobacterium* sp. creció durante un período de incubación de 24 h y tres temperaturas de alrededor de 285.53 UFC mL⁻¹ a 20 °C, 343.86 UFC mL⁻¹ a 27 °C y 9.5x10⁵ UFC mL⁻¹ a 34 °C (Maldonado et al (próximamente)). Los resultados en la relación UFC

mL^{-1} : SSVLM encontrada por Kataoka et al. (1992) para tres reactores anaeróbicos confirma que el coeficiente cinético actual asociado al coeficiente de producción máxima puede aproximarse a la inversa de la relación F:M. Suponiendo la relación UFC:MLVSS encontrada para UASB operando a 35 °C, el coeficiente para TRI-FAFS se convierte a $0.43 \text{ mg SSVLM mg DQO}^{-1}$. Este valor del coeficiente para el reactor TRI-FAFS ha resultado menor que las relaciones para el reactor de lodos activados en sus variantes como Estabilización por Contacto (2:1 a 5:1 ((lb SSVLM): (lb DBO d^{-1}))), Aireación por Pasos (2:1 a 5:1 ((lb SSVLM): (lb DBO d^{-1}))), Mezcla Completa (2:1 ((lb SSVLM): (lb DBO d^{-1}))) y Convencional (2:1 a 4:1 ((lb SSVLM): (lb DBO d^{-1}))) (Wang et al., 2009).

Los **MH No. 5** representados por las Ecuaciones 127, 127a y 127b están en correspondencia con las Figuras 45, 46 y 47, las cuales muestran tres relaciones entre tasas metabólicas, la tasa de crecimiento de células microbianas (r_g) versus la DQO (Figuras 45a, 46a, 47a), la tasa de utilización del sustrato (r_s) versus la DQO (Figuras 45b, 46b, 47b) y la tasa de producción de metano (r_{CH_4}) versus la DQO (Figuras 45c, 46c, 47c) comparando los resultados de los valores estimados mediante el uso de expresiones matemáticas modificadas de la ecuación de Monod con los valores observados. Los valores observados surgieron de haber aplicado pruebas de crecimiento microbiano mediante la siembra en un medio selectivo para *Methanobacterium sp* (Figura 24a), *Metanococcus sp* (Figura 24b), y *Clostridium sp.* (Figura 35), determinaciones analíticas de la DQO en el afluente y efluente de FAFA-MFS (DI-FAFS y TRI-FAFS) así como pruebas de producción de metano (Figura 25). En términos generales, la tendencia observada a partir de la aplicación de la ecuación de Monod modificada fue un ligero aumento en r_g , r_s y r_{CH_4} , en gran parte de los valores de la DQO en el efluente a los reactores FAFA-MFS y un aumento acelerado cerca del valor mínimo de la DQO determinado en el efluente a los reactores FAFA-MFS. Para el mismo rango de la DQO en el efluente, el aumento prominente se encontró en r_g versus DQO en vez de en la relación de r_{CH_4} versus DQO.

Para el reactor DI-FAFS, *Methanobacterium sp.*, fue capaz de degradar anaeróbicamente a los LRS generando metano a tasas de producción por DQO degradada (Y_{CH_4}) desde el afluente al reactor que tendieron a variar ligeramente con relación a los valores medios (0.02 a 0.03 mg d^{-1}):($\text{mg L}^{-1}\text{h}^{-1}$), (Tabla 32)) para temperaturas de operación que variaron entre 20 °C y 34 °C, según los resultados obtenidos en el ajuste de la Ecuación 127d (Tabla 32). Aplicando factores de conversión, el coeficiente Y_{CH_4} (es decir, tasa de producción de CH_4 por DQO degradada), puede ser

expresado en términos de $\text{LCH}_4 \text{ gDQO}^{-1}$. El valor Y_{CH_4} resultante establece que, para un volumen de sustrato en el afluente al biorreactor de 1 L, la tasa de producción de CH_4 por DQO degradada fue de $0.0019 \text{ LCH}_4 \text{ gDQO}^{-1}$. Este valor puede apoyarse en el comportamiento mostrado por *Methanobacterium* sp., de producir tasas diarias de CH_4 a valores relativamente constantes para una amplia variación de la tasa de utilización del sustrato r_s para diferentes niveles de temperaturas (Figuras 6A-8A) (p.ej. 20°C (3.3 a $3.5 \text{ mg CH}_4 \text{ d}^{-1}$), 27°C (3.5 a $4 \text{ mg CH}_4 \text{ d}^{-1}$) y 34°C (5 a $7 \text{ mg CH}_4 \text{ d}^{-1}$) (Maldonado et al., 2024a).

El valor medio obtenido de la tasa de producción de CH_4 por DQO degradada asociada al coeficiente cinético Y_{CH_4} (es decir, $0.0019 \text{ LCH}_4 \text{ gDQO}^{-1}$) fue menor que los valores informados en cuatro estudios realizados en el reactor UASB (Mainardis et al., 2020) que involucraron el procesamiento de sustratos orgánicos altamente biodegradables (por ejemplo, aguas residuales ricas en glutamato ($0.31 \text{ LCH}_4 \text{ gDQO}^{-1}$ a 35°C (Chen et al., 2021)), hidrolizado de bagazo de caña de azúcar ($0.27 \text{ LCH}_4 \text{ gDQO}^{-1}$ a 35°C (Ribeiro et al., 2017)), aguas residuales de pistacho ($0.33 \text{ LCH}_4 \text{ gDQO}^{-1}$ a 35°C (Gür et al., 2019)) y estiércol de cerdo ($0.33 \text{ LCH}_4 \text{ gDQO}^{-1}$ a 35°C (Rico et al., 2017)). De estos resultados, se pueden inferir varias hipótesis potenciales sobre los bajos valores encontrados para la tasa de producción de CH_4 por DQO degradada, el primer argumento es que los componentes de LRS fueron utilizados en mayor grado para el crecimiento de la población de *Methanobacterium* sp., (Figuras 6A-8A) en lugar de ser sintetizados en las etapas de la digestión anaeróbica. En las Figuras 6A-8A, se observa que la tasa de crecimiento (r_g) se incrementó significativamente para los valores más altos en la tasa de utilización del sustrato (r_s). Para *Metahnobacterium* realizando degradación entre 20 y 27°C , r_g aumentó de 3 a 4 veces, al pasar de 20 a $80 \text{ UFC mL}^{-1} \text{ h}^{-1}$ para r_s entre 100 y $444 \text{ mg DQO L}^{-1} \text{ h}^{-1}$ (Figuras 6A-7A) mientras que para el desarrollo de operaciones a 34°C , *Metahnobacterium* sp., cambió la r_g asociada a la r_s hasta 100000 veces para los mismos rangos de r_s de la misma operando en un rango de temperaturas de 20 a 27°C (Figuras 8A) (Maldonado et al., 2024a).

El segundo argumento trata sobre el hecho de que las sustancias inhibidoras y recalcitrantes (por ejemplo, metales pesados) pueden estar presentes en los LRS en concentraciones lo suficientemente altas como para inhibir la actividad microbiana. Los LRS-RSG contenían en su composición metales pesados en concentraciones superiores a los límites estándar de descarga de LRS de diferentes regiones (Jagaba et al., 2021) (por ejemplo, plomo (0.1 a 1.21 mg L^{-1}), cromo (0.54 a 0.94 mg L^{-1}), cinc (0.05 a 1.02 mg L^{-1})) (Maldonado et al., 2018a, 2018b, 2019, 2020, 2022,

2023). Particularmente en la primera etapa del DI-FAFS, las concentraciones de metales pesados podrían causar una influencia significativa en el metabolismo microbiano, en comparación con la segunda etapa, donde estos contaminantes recalcitrantes podrían llegar a esta etapa en concentraciones más diluidas a niveles sub-inhibitorios para la comunidad microbiana (Maldonado et al., 2024a).

Methanococcus sp., se examinó para la tasa de producción de metano por DQO degradada probando una relación matemática lineal entre la tasa de producción de metano y la tasa de utilización del sustrato representada por el coeficiente cinético Y_{CH_4} (Tabla 32). Se encontró que los resultados de Y_{CH_4} variaron en un rango de valores ligeramente superiores a los valores obtenidos al comparar con *Methanobacterium* sp (Tabla 32). Los valores de Y_{CH_4} variaron entre 0.03 y 0.08 (mg d⁻¹):(mg L⁻¹h⁻¹) (Ecuación 127d, Tabla 27). La conversión del intervalo de valores de Y_{CH_4} se realizó teniendo en cuenta que para un volumen de 1 L de sustrato (es decir, LRS) proporcionado al reactor DI-FAFS, se produjeron entre 0.0019 y 0.0051 LCH₄ gDQO⁻¹ en los tres reactores DI-FAFS muestreados a temperaturas que oscilaron entre 20 °C, 27 °C y 34 °C. (Figuras 9A-11A). Las Figuras 9A-11A muestran una baja variación de la producción diaria de metano (r_{CH_4}) en su representación versus la tasa de utilización del sustrato (r_s) para el rendimiento de *Metanococcus* ap., operando a 20 °C, 27 °C y 34 °C. El r_{CH_4} a las tres temperaturas (es decir, 20 °C, 27 °C y 34 °C) tendió a ocurrir en magnitud en la primera temperatura entre 3.5 y 4 mg CH₄ d⁻¹, en la segunda temperatura entre 6 y 7 mg CH₄ d⁻¹, y finalmente en la tercera temperatura entre 7 y 8 mg CH₄ d⁻¹ respectivamente. Este comportamiento casi constante de r_{CH_4} ocurrió para un amplio rango de variación en la tasa de utilización del sustrato (r_s), demostrando que el sustrato expresado como DQO estaba siendo utilizado para el crecimiento microbiano y multiplicar la población celular microbiana en vez de, para desarrollar la digestión anaeróbica (Figuras 9A-11A). Un comportamiento similar se encontró para *Methanobacterium* sp., operando a 20°C, 27°C y 34°C (Figuras 6A-8A). Estos resultados ponen en evidencia, la alta afinidad entre el sustrato y la ruta metabólica de los microorganismos. De esta manera, el sustrato induce su utilización para incrementar el crecimiento microbiano (Álvarez y Guevara, 2003; Guevara, 2016), lo que confirma el uso preferente del carbono orgánico expresado como DQO contenido en los LRS como fuente de carbono celular por parte de la biomasa heterotrófica para formar nueva materia celular (Metcalf & Eddy, 1991, 2003).

En un estudio desarrollado en un reactor UASB que trata LRS de un RS maduro mezclado con agua residual sintética en un ambiente de biorreactor operando a 37 °C, el coeficiente Y_{CH_4} resultó en valores de 0.037 LCH₄ gDQO⁻¹ (Nabi et al., 2022). Este resultado es 10 veces mayor que el Y_{CH_4} encontrado para el reactor DI-FAFS con las bacterias metanógenas metabolizando LRS a temperaturas de 20, 27 y 34 °C. La causa potencial de los valores asociados a Y_{CH_4} podría estar fuertemente ligada a la etapa del DI-FAFS donde se capturó la muestra dentro del reactor. Según Maldonado-Maldonado y Rodríguez- Chona (2016), la muestra para medir la producción de CH₄ se tomó en la primera etapa de DI-FAFS. Este hecho contribuye a explicar que el sustrato presente en esa etapa era predominantemente para ser metabolizado por bacterias no metanogénicas (es decir, hidrolíticas y acidogénicas), por lo tanto, en la primera etapa de DI-FAFS, muy probablemente las bacterias metanogénicas estaban operando en un medio con bajo contenido de sustrato (es decir, acetato o productos intermedios (es decir, propionato, butirato)) y, en consecuencia, el coeficiente a Y_{CH_4} resultó menor que los valores reportados para LRS madurados en UASB (10 veces) (Nabi et al., 2022) y sustratos altamente biodegradables procesados en UASB (100 veces) (Ribeiro et al., 2017, Rico et al., 2017; Gür et al., 2019; Chen et al., 2020).

En el **MH No. 6** (Ecuación 131, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_e}{(COV+b)}\right]$, (Tabla 32) para el diseño del reactor DI-FAFS, la tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k_1) ha resultado con un valor promedio de 0.17 d⁻¹ variando entre -0.55 y 0.89 d⁻¹ (Tabla 27). Este intervalo contiene la mayor parte de valores comunes de k estimados para k_2 , los cuales variaron entre -0.0009 y 0.002 d⁻¹ por cada unidad de concentración del sustrato en el efluente al DI-FAFS (Maldonado et al., 2023a-c, 2024b). Los valores promedios de k_1 y k_2 obtenidos para el reactor DI-FAFS están en la proximidad del intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la DBO₅ mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948) por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d⁻¹, por Germain (1966) en el orden 0.045 d⁻¹, por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d⁻¹ (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 50) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el DI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y 35 °C, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d⁻¹); Contrera et al., 2014 (4.4 x 10⁻⁵ d⁻¹); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d⁻¹)), en el filtro empacado de flujo

ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d⁻¹); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d⁻¹); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d⁻¹)), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04, 0.91 d⁻¹)) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al., 1997 (3.8 d⁻¹)) (Maldonado et al. 2023a,b, 2024b). Con respecto a los reactores aeróbicos (CBR (Tabla 52) y FP (Tabla 53)) y anaeróbicos (UASB (Tabla 48), k_1 y k_2 estimados desde MH No. 6 dió valores promedio para CBR k_1 (10.23 d⁻¹) y k_2 (-4,5 d⁻¹), FP k_1 (0.6626 d⁻¹) y k_2 (-0.6d⁻¹) y UASB k_1 (0.0017 d⁻¹) y k_2 (-0.7 d⁻¹) (Maldonado et al. 2023a,b, 2024b), valores que están en correspondencia con los obtenidos para el DI-FAFS. El coeficiente actividad – temperatura (A) dió valores promedio para CBR A (7.24), FP A (1.93) y UASB A (1.23), cuyos valores dieron en la proximidad con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf & Eddy, 1991, 2003). Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en valores promedio para CBR n (-0.76), FP n (-2.3) y UASB n (-2.93) conteniendo a la mayoría de los valores en la proximidad de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Maldonado et al. 2020). El coeficiente b que predice un valor umbral para la COV para la ocurrencia de la concentración umbral asociada a K_s dió valores promedio para CBR b (0.82), FP b (-0.65) y UASB b (1.98), los cuales son valores aproximados a los valores de la COV de diseño experimental, 2.25 y 4.64 El MH No. 6 (Ecuación 131) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del DI-FAFS.

Discusión de Resultados de la Calibración de los MH para el Diseño de los TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS. En esta sección se presenta una comparación de los parámetros obtenidos en la etapa de la calibración de los MH para el diseño de los reactores TRI-FAFS con aquellos obtenidos para los reactores aeróbicos y los anaeróbicos (Tablas 30 - 48). Los parámetros de calibración de los MH se muestran para los reactores TRI-FAFS en las Tablas 34 y 3A.

En el **MH No. 1** (Ecuación 110, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(\text{cov})^{-n}\right]\right]$, (Tabla 34) para el diseño del reactor TRI-FAFS, la tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k) ha resultado con un valor promedio de 5.63 d⁻¹, variando entre -1.14 y 12.40 d⁻¹ (Tabla 29). Este intervalo contiene la mayor parte de valores comunes de k estimados en la Tabla 3A, los cuales variaron entre -0.25 y 2.89 d⁻¹. El valor promedio de k obtenido para el reactor TRI-FAFS es superior entre 5 y 10 veces del intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la DBO₅ mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz

(Velz, 1948) por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d⁻¹, por Germain (1966) en el orden 0.045 d⁻¹, por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d⁻¹ (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 44) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b), 57 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el TRI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y 35 °C, incluyendo para el ACP (Lawrence y McCarty, 1969 (4.7 a 12.3 d⁻¹); Lawrence, 1971(5 d⁻¹)), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d⁻¹); Rittmann y McCarty, 1980 (10 d⁻¹); Rittmann, 1982 (10 d⁻¹); Liu et al. 1991 (8.7 d⁻¹), Sudibyo et al., 2017 (12.71 - 14.25 d⁻¹); Seidmohammadi et al. 2021 (7.96 d⁻¹), (Maldonado et al. 2023a,b.2024b). En cuanto a los exponentes x y y vinculados a las relaciones de profundidades del TRI-FAFS han resultado variando en valores promedios de 0.12 y 0.32, respectivamente, siendo similar al resto de los de los intervalos estimados para el resto de MH para el TRI-FAFS en la Tabla 32. Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en un intervalo entre -0.04 y 0.34 conteniendo a los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Maldonado et al. 2020). El MH No. 1 (Ecuación 110, Tabla 29) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del TRI-FAFS.

En el **MH No. 2** (Ecuación 115, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k(A)^T \left(\frac{P_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{P_2}{D_3} \right)^y (COV)^{-n} \right] \right]$, (Tabla 32) para el diseño del reactor TRI-FAFS, la tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k) ha resultado con un valor promedio de 2.35 d⁻¹, variando entre 0.15 y 4.56 d⁻¹ (Tabla 32). Este intervalo contiene la mayor parte de valores comunes de k estimados en la Tabla 3A, los cuales variaron entre 0.41 y 8.77 d⁻¹. El valor promedio de k obtenido para el reactor TRI-FAFS fue superior alrededor de 10 veces al intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la DBO₅ mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948) por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d⁻¹, por Germain (1966) en el orden 0.045 d⁻¹, por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d⁻¹ (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 44) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), 57 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el TRI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y 35 °C, incluyendo para el ACP (Lawrence y McCarty, 1969 (4.7 a 12.3 d⁻¹); Lawrence, 1971(5 d⁻¹)), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d⁻¹); Rittmann y McCarty, 1980 (10 d⁻¹); Rittmann, 1982 (10 d⁻¹); Liu et al. 1991 (8.7 d⁻¹), Sudibyo et al., 2017 (12.71 - 14.25 d⁻¹); Seidmohammadi et al. 2021

(7.96 d⁻¹)), (Maldonado et al. 2023a,b,2024b). El coeficiente actividad – temperatura (*A*) dió resultados variando entre 1.00 y 1.03, cuyo intervalo está en acuerdo con los valores usuales del coeficiente *A* correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf y Eddy, 1991, 2003). En cuanto a los exponentes *x* y *y* vinculados a las relaciones de profundidades del TRI-FAFS han resultado variando en valores promedios de 0.06 y 0.20, respectivamente, siendo similar al resto de los de los intervalos estimados para el resto MH para el TRI-FAFS en la Tabla 29. Así como el exponente *n* siendo potencia de la COV resultó en 0.06 xzy en un intervalo entre -0.09 y 0.21 conteniendo a la mayoría de los valores dentro de los intervalos de los valores de *n* para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Maldonado et al. 2020). El MH No. 2 (Ecuación 115, Tabla 32) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación *S_e/S_i* del TRI-FAFS.

En el **MH No. 2** (Ecuación 116, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(COV)^{-n}\right]\right]$, (Tabla 32) para el diseño del reactor TRI-FAFS, la tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (*k*) ha resultado con un valor promedio de 7.12 d⁻¹, variando entre 1.36 y 12.89 d⁻¹. Este intervalo contiene la mayor parte de valores comunes de *k* estimados en la Tabla 3A, los cuales variaron entre 1.04 y 7.09 d⁻¹ (Maldonado et al., 2018,2020,2022b-c, 2023b), entre 0.49 y 9.46 d⁻¹ (Márquez et al. 2021;Maldonado et al. (2022b-c, 2023b), entre 1.30 y 7.12 (Maldonado et al., 2023a-c, 2024b). El valor promedio de *k* obtenido para el reactor TRI-FAFS fue superior alrededor de 30 veces al intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la DBO₅ mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948), por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d⁻¹, por Germain (1966) en el orden 0.045 d⁻¹, por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d⁻¹ (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 50) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), 57 % resultaron en valores de *k* dentro del intervalo reportado para el TRI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y 35 °C, incluyendo para el ACP (Lawrence y McCarty, 1969 (4.7 a 12.3 d⁻¹); Lawrence, 1971(5 d⁻¹)), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d⁻¹); Rittmann y McCarty, 1980 (10 d⁻¹); Rittmann, 1982 (10 d⁻¹); Liu et al. 1991 (8.7 d⁻¹), Sudibyo et al., 2017 (12.71 - 14.25 d⁻¹); Seidmohammadi et al. 2021 (7.96 d⁻¹)), (Maldonado et al. 2023a,b,2024b). Con respecto a los reactores aeróbicos (CBR (Tabla 52) y FP (Tabla 53)) y anaeróbicos (UASB (Tabla 54)), *k* estimado desde MH No. 2 varió para CBR (-0.34 y 1.08 d⁻¹), FP (0.32 y 0.97 d⁻¹) y UASB (-0.03 y 0.11 d⁻¹) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), cuyos valores están en correspondencia con los obtenidos para el DI-FAFS, siendo inferiores a *k* estimado para el

reactor TRI-FAFS. El coeficiente actividad – temperatura (A) dio resultados variando entre 1.01 y 1.07, cuyo intervalo está en acuerdo con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf y Eddy, 1991, 2003). En cuanto a los exponentes x y y y vinculados a las relaciones de profundidades del TRI-FAFS han resultado variando en valores promedios de 0.23 y 0.49, respectivamente, siendo similar al resto de aquéllos de los intervalos estimados para el resto de los MH para el TRI-FAFS en la Tabla 32. Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en un intervalo entre -0.02 y 0.29 conteniendo a la mayoría de los valores dentro de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Maldonado et al. 2020), para CBR (-0.99 y 0.37, Tabla 46), FP (-0.75 y -0.16, Tabla 47) y UASB (-2.08 y -0.59, Tabla 48) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b). El MH No. 2 (Ecuación 116, Table 34) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del TRI-FAFS.

En el **MH No. 3** (Ecuación 119, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (s_{a1})^m (s_{a2})^p (COV)^{-n} \right] \right]$, (Tabla 34) para el diseño del reactor TRI-FAFS, la tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k) ha resultado con un valor promedio de 0.52 d^{-1} , variando entre -208.32 y 209.37 d^{-1} (Tabla 34). Este intervalo contiene la mayor parte de valores comunes de k estimados en la Tabla 3A, donde k tomó un valor promedio de 0.10 d^{-1} (Maldonado et al., 2018,2020,2022b-c, 2023b). El valor promedio de k obtenido para el reactor TRI-FAFS, está en la proximidad del intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la DBO_5 mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948), por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d^{-1} , por Germain (1966) en el orden 0.045 d^{-1} , por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d^{-1} (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tablas 48 - 55) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el TRI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y $35 \text{ }^\circ\text{C}$, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d^{-1}); Contrera et al., 2014 ($4.4 \times 10^{-5} \text{ d}^{-1}$); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d^{-1})), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d^{-1}); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d^{-1}); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d^{-1})), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04 , 0.91 d^{-1})) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al.,1997 (3.8 d^{-1})) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b). En cuanto a los valores promedio de los exponentes x, y, m y p vinculados a la relación de profundidades del TRI-FAFS, área superficial específica de las F1 y F2, han resultado

valores de 0.76, 2.32, -0.28 y -1.06, respectivamente, siendo similares al resto de los estimados para el resto de los MH para el TRI-FAFS en la Tabla 34. Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en un valor promedio de 0.09 tomando valores similares a la mayoría de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Maldonado et al. 2020). El MH No. 3 (Ecuación 119, Tabla 34) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del TRI-FAFS.

En el **MH No. 3** (Ecuación 120, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^T\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(s_{a1})^m(s_{a2})^p(COV)^{-n}\right]\right]$, (Tabla 34) para el diseño del reactor TRI-FAFS, la tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k) ha resultado con un valor promedio de 0.65 d^{-1} , variando entre -11.20 y 12.50 d^{-1} (Tabla 29). El valor promedio de k obtenido para el reactor TRI-FAFS, está en la proximidad del intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la DBO_5 mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948), por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d^{-1} , por Germain (1966) en el orden 0.045 d^{-1} , por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d^{-1} (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 44) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el TRI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y $35 \text{ }^\circ\text{C}$, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d^{-1}); Contrera et al., 2014 ($4.4 \times 10^{-5} \text{ d}^{-1}$); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d^{-1})), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d^{-1}); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d^{-1}); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d^{-1})), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04 , 0.91 d^{-1})) y en en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al., 1997 (3.8 d^{-1})) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b). El coeficiente actividad – temperatura (A) dio resultados variando entre 0.89 y 1.13 , cuyo intervalo está en acuerdo con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf & Eddy, 1991, 2003). En cuanto a los valores promedio de los exponentes x , y , m y p vinculados a la relación de profundidades del TRI-FAFS, área superficial específica de las F1 y F2, han resultado valores de -0.49 , 1.24 , 0.73 y -1.46 , respectivamente, siendo similares al resto de los estimados para el resto de los MH para el TRI-FAFS en la Tabla 34. Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en un valor promedio de 0.02 tomando valores similares a la mayoría de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Maldonado et al. 2020). El

MH No. 3 (Ecuación 120, Tabla 34) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del TRI-FAFS.

En el **MH No. 3** (Ecuación 121, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (S_{a1})^m (S_{a2})^p (COV)^{-n} \right] \right]$, (Tabla 34) para el diseño del reactor TRI-FAFS, la tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k) ha resultado con un valor promedio de 1.02 d^{-1} , variando entre -23.61 y 25.65 d^{-1} (Tabla 29). El valor promedio de k obtenido para el reactor TRI-FAFS, está en la proximidad del intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la DBO_5 mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948), por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d^{-1} , por Germain (1966) en el orden 0.045 d^{-1} , por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d^{-1} (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 50) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el TRI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y $35 \text{ }^\circ\text{C}$, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d^{-1}); Contrera et al., 2014 ($4.4 \times 10^{-5} \text{ d}^{-1}$); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d^{-1})), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d^{-1}); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d^{-1}); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d^{-1})), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04 , 0.91 d^{-1})) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al., 1997 (3.8 d^{-1})) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b). El coeficiente actividad – temperatura (A) dio resultados variando entre 0.87 y 1.16 , cuyo intervalo está en acuerdo con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf & Eddy, 1991, 2003). En cuanto a los valores promedio de los exponentes x , y , m y p vinculados a la relación de profundidades del TRI-FAFS, área superficial específica de las F1 y F2, han resultado valores de -0.43 , 1.31 , 0.70 y -1.43 , respectivamente, siendo similares al resto de los estimados para el resto de los MH para el TRI-FAFS en la Tabla 34. Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en un valor promedio de 0.07 tomando valores similares a la mayoría de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Maldonado et al. 2020). El MH No. 3 (Ecuación 120, Tabla 34) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del TRI-FAFS.

En el **MH No. 4** (Ecuación 123, $\left[R = \frac{S_e}{S_i} = [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)] \right]$, (Tabla 34) para el diseño del reactor TRI-FAFS, el coeficiente de biosorción dio un valor promedio de $0.000018 \text{ L mg}^{-1}$,

variando entre 4.01×10^{-7} y $0.0000358 \text{ L} \cdot \text{mg}^{-1}$. Stack (1957) reportó valores de $f < 10^{-4} \text{ L d mg}^{-1}$ (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), estos valores de f están dentro del intervalo estimado para la Ecuación 123, siendo adecuada la predicción para el proceso de transporte del LRS por sorción hacia el interior de la biopelícula del TRI-FAFS. Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003) la sorción consiste en la división de la sustancia sorbida en fases. En el caso del TRI-FAFS se ha estimado que existirían cerca de 10^{-4} L de LRS por cada mg de biopelícula adherida al medio de soporte de tubos de PVC en el interior del TRI-FAFS. Con respecto a S , la cual representa la cantidad de DQO removible que debe aplicarse por unidad de área para saturar completamente una unidad de profundidad con DQO; resultó en un valor promedio de $1116.87 \text{ mg L}^{-1}$ variando entre -805.83 y $3039.58 \text{ mg L}^{-1}$, este intervalo en magnitud está en la proximidad del máximo valor de la DQO en el afluente al TRI-FAFS que ha sido suministrado en el diseño experimental de 3500 mg L^{-1} , de lo expuesto el TRI-FAFS estaría en la proximidad de alcanzar niveles de saturación de la biopelícula, lo que conlleva a inferir que existe los niveles umbrales de suministro de sustrato en el afluente al TRI-FAFS para un adecuado proceso de transporte de sustratos en la interfaz LRS-biopelícula. Según Maldonado et al. (2023a,b,2024b) (Tabla 9A) el TRI-FAFS ha sido sometido a valores de DQO en el afluente al reactor variando entre 7723 y 11654 mg L^{-1} con el TRI-FAFS operando a temperatura de 34°C alcanzando eficiencias de operación desde bajas (16%) a medias (40%), lo que estaría confirmando que la predicción de S en el MH No. 4 (Ecuación 123, Tabla 34) es acertada en cuanto a los límites para recibir sustrato del TRI-FAFS.

En el **MH No. 5** (Ecuación 127), $[r_s = \frac{ds}{dt} = -r_{m,s} \frac{S_e}{(S_e + K_s)}]$, (Tabla 34) para el diseño del reactor TRI-FAFS, el coeficiente $r_{m,s}$ representando a la tasa máxima de utilización de sustratos (SUR, en inglés) por los microorganismos resultó en un valor promedio de $195.38 \text{ mg L}^{-1} \text{ h}^{-1}$, variando entre 98.44 y $292.33 \text{ mg L}^{-1} \text{ h}^{-1}$ (Márquez, Maldonado et al., 2021,2022b-c, 2023b),(Freytez et al., (2021, 2022, 2023a, 2023b). Así mismo, $r_{m,s}$ varió para el *Clostridium* sp. entre 36.15 y $43.0 \text{ mg L}^{-1} \text{ h}^{-1}$ (Maldonado et al. 2024a,c). Freytez et al., (2021, 2022, 2023a, 2023b), reportaron valores de SUR para el SBR operando en una fase biológica mixta usando biomasa granular bajo la secuencia de aireación (óxica, anaeróbica-óxica) y duración del ciclo (6 y 24 h), obteniendo DQO (-100 y $-200 \text{ mg L}^{-1} \text{ h}^{-1}$) y para el SBR trabajando en una secuencia biológica (anóxica I-óxica- anóxica II) (-48 y $-75 \text{ mg L}^{-1} \text{ h}^{-1}$), siendo similares al SUR observado en el TRI-FAFS. Los valores de SUR fueron inferiores a los valores reportado por Limonti et al. (2023) en aproximadamente entre 2 y 5 veces de magnitud (507 – $1097 \text{ mg L}^{-1} \text{ h}^{-1}$) siendo el sustrato un LRS con DQO de $54\,000 \text{ mg L}^{-1}$ (Tabla 50) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b). En cuanto al coeficiente velocidad media o de saturación

(K_s) dio un valor medio de 139.64 mg L⁻¹ resultó variando entre -55.89 y 335.18 mg L⁻¹, este intervalo de valores de K_s resultó menor que la DQO en la entrada al TRI-FAFS, lo cual varió entre 1700 y 3500 mg L⁻¹. Según Metcalf y Eddy (1991, 2003), se confirma que los microorganismos en la biopelícula estarían desempeñando la digestión anaeróbica en la zona de crecimiento exponencial de la curva de crecimiento. Así mismo, en la zona de crecimiento exponencial, existe exceso de alimento alrededor de los microorganismos, en consecuencia, la tasa de metabolismo y crecimiento sólo depende de la capacidad de los organismos para procesar el sustrato (Metcalf y Eddy (1991, 2003). El MH No. 5 (Ecuación 127) es un predictor satisfactorio de SUR y cinética del crecimiento de la biopelícula del TRI-FAFS. (Maldonado et al. 2024a-c). Freytez et al., (2021, 2022, 2023a, 2023b), reportaron valores de SUR para el SBR operando en una fase biológica mixta usando biomasa granular bajo la secuencia de aireación (óxica, anaeróbica-óxica) y duración del ciclo (6 y 24 h), obteniendo DQO (-100 y -200 mg L⁻¹ h⁻¹) y para el SBR trabajando en una secuencia biológica (anóxica I- -óxica- anóxica II) (-48 y -75 mg L⁻¹ h⁻¹), siendo similares al SUR observado en el TRI-FAFS.

En el **MH No. 5** (Ecuaciones 127, [$r_s = \frac{dS}{dt} = -r_{m,s} \frac{S_e}{(S_e + K_s)}$] 127a-f [$r_s = \frac{dS}{dt} = -r_{m,s} A^{T-20} \frac{S_e}{(S_e + K_s)}$], (Tabla 34) (Maldonado et al., 2024a-c), para el diseño del reactor TRI-FAFS muestran los parámetros de una expresión matemática modificada de la ecuación de Monod (1942, 1949) (Metcalf y Eddy, 1991, 2003). La Ecuación 127 es el inicio de varias formulaciones asociadas a las tasas metabólicas de la digestión aneróbica de la MO contenida en los LRS tratados en los TRI-FAFS (Ecuaciones 127: (tasa de utilización de sustratos), $r_{m,s}$ y K_s , (Ecuación 127a) (tasa de crecimiento de microorganismos en la biopelícula, μ_m y K_s , Ecuación 127b (tasa de producción de metano), r_{CH_4m} y el coeficiente de velocidad media o de saturación K_s , (Ecuación 127c) Y (UFC), (Ecuación 127d), Y_{CH_4} y Y_o , (Ecuación 127e), r_{go} y Y_s , (Ecuación 127f) $r_{CH_4(o)}$ y Y_s . En el reactor TRI-FAFS, las tasas metabólicas fueron estimadas para las bacterias *Clostridium* sp., como se muestra en la Tabla 34. Los resultados de los parámetros estimados para el MH No.5 han dado para *Clostridium* sp., en cuanto a la Ecuación 127, un valor promedio de $r_{m,s}$ de 39.58 mg L⁻¹ h⁻¹, variando entre 36.15 y 43.0 mg L⁻¹ h⁻¹, para el coeficiente de velocidad media o de saturación (K_s) de -869.83 mg L⁻¹, variando entre -922.26 y -817.41 mg L⁻¹. En cuanto a la Ecuación 127a, para la F1, un valor promedio de μ_m de -428.38 UFC mL⁻¹ h⁻¹, variando entre -1814.7 y 957.95 UFC mL⁻¹ h⁻¹, para K_s de -544.96 mg L⁻¹, variando entre -545.08 y -544.83 mg L⁻¹. Para la F2, un valor promedio de μ_m de -49.26 UFC mL⁻¹ h⁻¹, variando entre -95.66

y $-2.85 \text{ UFC mL}^{-1} \text{ h}^{-1}$, para K_s de $-1522.8 \text{ mg L}^{-1}$, variando entre -1542.1 y $-1503.46 \text{ mg L}^{-1}$. Para la F3, un valor promedio de μ_m de $-635.12 \text{ UFC mL}^{-1} \text{ h}^{-1}$, variando entre -899.8 y $-370.34 \text{ UFC mL}^{-1} \text{ h}^{-1}$, para K_s de $-431.95 \text{ mg L}^{-1}$, variando entre -486.8 y $-377.05 \text{ mg L}^{-1}$.

Con respecto a los resultados en los parámetros de la Ecuación 127b $r_{CH_4,m}$, para la temperatura de 34°C , se encontró un valor promedio de -14.08 mg d^{-1} , K_s promedio de $-250.94 \text{ mg L}^{-1}$, variando entre -434.25 y -67.63 mg L^{-1} . Comparativamente, las Ecuaciones 127c (función lineal) y 127e (función exponencial), las cuales equivalentemente relacionan a la tasa de crecimiento de los microorganismos con la tasa de utilización de sustratos por éstos, comprueban que existe tasas de crecimiento graduales y ligeramente aproximadas al cambiar la fase de operación desde: F1 ($Y: 12.43 \text{ (UFC mL}^{-1}\text{h}^{-1}\text{):(mg L}^{-1}\text{h}^{-1}\text{)}$), $r_{g(0)}: 17.27 \text{ UFC mL}^{-1}\text{h}^{-1}$ para $Y_s: 0.07$ ($1: \text{mg L}^{-1}\text{h}^{-1}$)), F2 ($Y: 26.01 \text{ (UFC mL}^{-1}\text{h}^{-1}\text{):(mg L}^{-1}\text{h}^{-1}\text{)}$), $r_{g(0)}: 51.08 \text{ UFC mL}^{-1}\text{h}^{-1}$ para $Y_s: 0.06$ ($1: \text{mg L}^{-1}\text{h}^{-1}$)) hasta F3 ($Y: 3.61 \text{ (UFC mL}^{-1}\text{h}^{-1}\text{):(mg L}^{-1}\text{h}^{-1}\text{)}$), $r_{g(0)}: 7.2 \times 10^{-6} \text{ UFC mL}^{-1}\text{h}^{-1}$ para $Y_s: 0.34$ ($1: \text{mg L}^{-1}\text{h}^{-1}$)). Así mismo la tasa de cambio del crecimiento a medida que el sustrato cambia está significando una variación más pronunciada en la función exponencial que en la función lineal. Con respecto a las relaciones matemáticas lineales y exponenciales para determinar la asociación entre la tasa de producción de metano y la tasa de utilización de sustratos, para la relación lineal se obtuvieron valores del coeficiente Y_{CH_4} , variando entre 10^{-2} y $10^1 \text{ (mg d}^{-1}\text{):(mg L}^{-1}\text{h}^{-1}\text{)}$, que aplicados sobre r_s influirían en la operación algebraica con el valor constante, resultando similar para las tres fases. En cuanto al modelo exponencial para predecir r_{CH_4} , (Ecuación 127f) a partir de la atenuación efectuada por la función exponencial sobre el coeficiente $r_{CH_4(0)}$, se encontró que $r_{CH_4(0)}$ no varió significativamente entre las temperaturas desde F1 (28.97 mg d^{-1}), F2 (8.07 mg d^{-1}), hasta F3 (6.53 mg d^{-1}). El coeficiente Y_s reduce los valores de r_s en el orden de 10^2 veces causando una variación gradual de $r_{CH_4(0)}$.}. Según Metcalf y Eddy (1991, 2003), se confirma que los microorganismos en la biopelícula están desempeñando la digestión anaeróbica en la zona de crecimiento exponencial de la curva de crecimiento. Así mismo, en la zona de crecimiento exponencial, existe exceso de alimento alrededor de los microorganismos, en consecuencia, la tasa de metabolismo y crecimiento sólo depende de la capacidad de los organismos para procesar el sustrato concluyendo que es muy probable que la primera etapa de los reactores TRI-FAFS contenía presencia de bacterias no metanogénicas (bacterias acidogénicas y acetógenas) y una menor proporción de bacterias metanogénicas, la que se incrementa de manera notoria en F3.

Así que el MH No. 5 (Ecuación 127, Tabla 34) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del TRI-FAFS para la tasa de utilización del sustrato SUR y la cinética del crecimiento de la biopelícula determinadas.

En el **MH No. 6** (Ecuación 132, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(\text{COV})^{-n}\right] + k_2 \frac{S_e}{(\text{COV}+b)}\right]$, (Tabla 34) para el diseño del reactor TRI-FAFS la tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k_1) ha resultado con un valor promedio de 3.27 d^{-1} , variando entre -1.36 y 7.90 d^{-1} (Tabla 29). Este intervalo contiene la mayor parte de valores comunes de k estimados para k_2 , los cuales variaron entre -0.0008 y 0.07 d^{-1} por cada unidad de concentración del sustrato en el efluente al TRI-FAFS. (Maldonado et al., 2023a-c, 2024b). Los valores promedios de k_1 y k_2 obtenidos para el reactor TRI-FAFS están en la proximidad del intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la DBO_5 mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948) por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d^{-1} , por Germain (1966) en el orden 0.045 d^{-1} , por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d^{-1} (Maldonado et al. 2020) (Tablas 48 - 55). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 50) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el DI-FAFS y ligeramente menores al TRI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y $35 \text{ }^\circ\text{C}$, incluyendo en el Proceso de contacto anaeróbicos ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d^{-1}); Contrera et al., 2014 ($4.4 \times 10^{-5} \text{ d}^{-1}$); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d^{-1})), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d^{-1}); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d^{-1}); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d^{-1})), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04 , 0.91 d^{-1})) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al., 1997 (3.8 d^{-1})) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b). Con respecto a los reactores aeróbicos (CBR (Tabla 46) y FP (Tabla 47)) y anaeróbicos (UASB (Tabla 48)), k_1 y k_2 estimados desde MH No. 6 dio valores promedio para CBR k_1 (10.23 d^{-1}) y k_2 ($-4 \times 10^{-3} \text{ d}^{-1}$), FP k_1 (0.66 d^{-1}) y k_2 ($-6 \times 10^{-4} \text{ d}^{-1}$) y UASB k_1 (0.0017 d^{-1}) y k_2 (-0.0007 d^{-1}) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), cuyos valores están en correspondencia con los obtenidos para el TRI-FAFS. El coeficiente actividad – temperatura (A) dio valores promedio para TRI-FAFS de 1.0 mientras para CBR A (7.24), FP A (1.93) y UASB A (1.23), cuyos valores dieron con algunas excepciones en la proximidad con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf & Eddy, 1991, 2003). Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en valores promedio para TRI-FAFS de 0.63 mientras para CBR n (-0.76), FP n

(-2.3) y UASB n (-2.93) conteniendo a la mayoría de los valores en la proximidad de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Maldonado et al. 2020). El coeficiente b que predice un valor umbral para la COV para la ocurrencia de la concentración umbral asociada a K_s dio valores promedio para TRI-FAFS de b (5.08 m kg m⁻³d⁻¹) mientras para CBR b (0.82 kg m⁻³d⁻¹), FP b (-0.65 kg m⁻³d⁻¹) y UASB b (1.98 kg m⁻³d⁻¹), los cuales son valores aproximados a los valores de la COV de diseño experimental, 2.25 y 4.64 kg m⁻³d⁻¹. El MH No. 6 (Ecuación 132, Tabla 34) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del TRI-FAFS.

Discusión de Resultados de la Calibración de los Modelos Acoplados para el Diseño de los DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS. En esta sección se presenta una comparación de los parámetros obtenidos en la etapa de la calibración de los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS con aquellos obtenidos para los reactores aeróbicos y los anaeróbicos (Tablas 30 - 48). Los parámetros en la etapa de la calibración de los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS se muestran en la Tabla 36, para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la Tabla 37. En cuanto a los parámetros estimados en la etapa de la calibración de los MA adicionales para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFAS, se pueden observar en las Tablas 40 y 42, respectivamente.

El MA No. 1 (Ecuación 136, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)]\right]$, (Tabla 36) es una combinación del MH No. 2 (Ecuación 114) y el MH No. 4 (Ecuación 123). En el componente del MA No. 1 representado por el MH No. 2 (Ecuación 114) para el diseño del reactor DI-FAFS, la tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k) ha resultado con un valor promedio de 19.33 d⁻¹, variando entre -48.08 y 86.74 d⁻¹ (Tabla 36). El valor promedio de k obtenido para el reactor DI-FAFS (Tabla 36) resultó superior al intervalo de los valores estimados para el FP (Tabla 30) usando como sustrato a la DBO₅ mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948), por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d⁻¹, por Germain (1966) en el orden 0.045 d⁻¹, por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d⁻¹ (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 50) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el DI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y 35 °C, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d⁻¹); Contrera et al., 2014 (4.4 x 10⁻⁵ d⁻¹

¹); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d⁻¹), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d⁻¹); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d⁻¹); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d⁻¹), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04, 0.91 d⁻¹)) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al., 1997 (3.8 d⁻¹)) (Maldonado et al., 2023a,b, 2024b). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tablas 48 - 55) (Maldonado et al. 2023a,b, 2024b), 57 % resultaron en valores de k en la proximidad del valor promedio y dentro del intervalo reportado para el DI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y 35 °C, incluyendo para el ACP (Lawrence y McCarty, 1969 (4.7 a 12.3 d⁻¹); Lawrence, 1971 (5 d⁻¹)), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d⁻¹); Rittmann y McCarty, 1980 (10 d⁻¹); Rittmann, 1982 (10 d⁻¹); Liu et al. 1991 (8.7 d⁻¹), Sudibyo et al., 2017 (12.71 - 14.25 d⁻¹); Seidmohammadi et al. 2021 (7.96 d⁻¹)), (Maldonado et al. 2023a,b, 2024b). Con respecto a los reactores aeróbicos (CBR (Tabla 52) y FP (Tabla 53)) y anaeróbicos (UASB (Tabla 54)), k estimado desde MH No. 2 varió para CBR (-0.34 y 1.08 d⁻¹), FP (0.32 y 0.97 d⁻¹) y UASB (-0.03 y 0.11 d⁻¹) (Maldonado et al. 2023a,b, 2024b), cuyos valores son inferiores al valor promedio de k obtenido para el MA No. 1 para el DI-FAFS. Para el **MA No. 1** (Ecuación 136, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (COV)^{-n} \right] + [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)] \right]$, (Tabla 31), el coeficiente actividad – temperatura (A) dio un valor promedio de 1.28, variando entre 0.97 y 1.61, cuyo intervalo está en acuerdo con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf y Eddy, 1991, 2003). En cuanto al exponente x vinculado a la relación de profundidades del DI-FAFS ha resultado en un valor promedio de -0.15, variando entre -0.28 y -0.02, siendo similar al resto de los intervalos estimados para el resto de los MH para el DI-FAFS en la Tabla 27. Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en un valor promedio de -1.72 variando entre -4.54 y 1.09 conteniendo a la mayoría de los valores dentro de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Tabla 48, Maldonado et al. 2020), para CBR (-0.99 y 0.37, Tabla 46), FP (-0.75 y -0.16, Tabla 53) y UASB (-2.08 y -0.59, Tabla 48) (Maldonado et al., 2023a,b, 2024b). El componente de transformación del MA No. 1 (Ecuación 136, Tabla 36) es un predictor satisfactorio del la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del DI-FAFS. El componente de transporte del MA No. 1 (Ecuación 136, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (COV)^{-n} \right] + [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)] \right]$, (Tabla 36) es asociado al MH No. 4 (Ecuación 123, $\left[R = \frac{S_e}{S_i} = [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)] \right]$, (Tabla 32) donde para el diseño del reactor DI-

FAFS, el coeficiente de biosorción dio un valor promedio de $0.00023 \text{ L mg}^{-1}$, variando entre -0.00007 y $0.00052 \text{ L mg}^{-1}$. Stack (1957) reportó valores de $f < 10^{-4} \text{ L d mg}^{-1}$ (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), estos valores de f están dentro del intervalo estimado para el MA No. 1 (Ecuación 136, Tabla 36), siendo adecuada la predicción para el proceso de transporte del LRS por sorción hacia el interior de la biopelícula del DI-FAFS. Según Guevara (2016) y Alvarez y Guevara (2003) la sorción consiste en la división de la sustancia sorbida en fases. En el caso del DI-FAFS se ha estimado que existirían cerca de 10^{-4} L de LRS por cada mg de biopelícula adherida al medio de soporte de tubos de PVC en el interior del DI-FAFS. Con respecto a S , la cual representa la cantidad de DQO removible que debe aplicarse por unidad de área para saturar completamente una unidad de profundidad con DQO; resultó en un valor promedio de $-1105.0 \text{ mg L}^{-1}$, variando entre -1848.07 y $-361.93 \text{ mg L}^{-1}$, este intervalo en magnitud está aproximándose a los valores desde niveles bajos a medios de la concentración de la DQO en el afluente al DI-FAFS que ha sido suministrado en el diseño experimental de 1700, 2400 siendo inferior al mayor valor de concentración de la DQO en el afluente correspondiente a 3500 mg L^{-1} , de lo expuesto el DI-FAFS se encuentra dentro de los niveles de saturación de la biopelícula, lo que conlleva a inferir que existen niveles umbrales de suministro de sustrato en el afluente al DI-FAFS para un adecuado proceso de transporte de sustratos en la interfaz LRS - biopelícula. Según otros estudios publicados por Maldonado et al. (2023a,b,2024b) (Tabla 9A) el TRI-FAFS ha sido sometido a valores de DQO en el afluente al reactor variando entre 7723 y 11654 mg L^{-1} con el TRI-FAFS operando a temperatura de 34°C alcanzado eficiencias de operación desde bajas (16 %) a medias (40 %), lo que estaría confirmando que la predicción de S en el componente de transporte de sustratos por biosorción asociado al MA No. 1 (Ecuación 136, Tabla 36) es acertada en cuanto a los límites para sorber sustrato desempeñados por la biopelícula en el DI-FAFS, considerando las eficiencias de baja a media obtenidas en este reactor (baja: 27 % media: 72%).

El MA No. 2 (Ecuación 144, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (\text{cov})^{-n}\right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{\text{MHT}}t}} \exp\left(\frac{-x^2}{4D_{\text{MHT}}t}\right)\right]$, (Tabla 31) es una combinación del MH No. 2 (Ecuación 114), con el componente de transporte asociado a la ley de Fick (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b), asumiendo un direccionamiento predominantemente horizontal para el proceso de difusión molecular en la interfaz LRS-biopelícula (Figura 44). En el componente del MA No. 2 representado por el MH No. 2 (Ecuación 114, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (\text{cov})^{-n}\right]\right]$, (Tabla 36) para el diseño del reactor DI-FAFS, la tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k) ha resultado con un valor

promedio de 0.93 d^{-1} , variando entre 0.24 y 1.62 d^{-1} (Tabla 36). El valor promedio de k obtenido para el reactor DI-FAFS (Tabla 36) resultó similar al intervalo de los valores estimados para el FP (Tabla 30) usando como sustrato a la DBO_5 mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948), por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d^{-1} , por Germain (1966) en el orden 0.045 d^{-1} , por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d^{-1} (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 50) (Maldonado et al. ,2023a,b.2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el DI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y $35 \text{ }^{\circ}\text{C}$, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d^{-1}); Contrera et al., 2014 ($4.4 \times 10^{-5} \text{ d}^{-1}$); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d^{-1})), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d^{-1}); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d^{-1}); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d^{-1})), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04 , 0.91 d^{-1})) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al.,1997 (3.8 d^{-1})) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 50) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b), 57 % resultaron en valores de k superiores al valor promedio y el intervalo reportado para el diseño del DI-FAFS asociado al MA No. 2 (Ecuación 144, Tabla 31) en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y $35 \text{ }^{\circ}\text{C}$, incluyendo para el ACP (Lawrence y McCarty, 1969 (4.7 a 12.3 d^{-1}); Lawrence, 1971(5 d^{-1})), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d^{-1}); Rittmann y McCarty, 1980 (10 d^{-1}); Rittmann, 1982 (10 d^{-1}); Liu et al. 1991 (8.7 d^{-1}), Sudibyo et al., 2017 ($12.71 - 14.25 \text{ d}^{-1}$); Seidmohammadi et al. 2021 (7.96 d^{-1})), (Maldonado et al. 2023a,b.2024b). Con respecto a los reactores aeróbicos (CBR (Tabla 52) y FP (Tabla 53) y anaeróbicos (UASB (Tabla 54)), k estimado desde MH No. 2 varió para CBR (-0.34 y 1.08 d^{-1}), FP (0.32 y 0.97 d^{-1}) y UASB (-0.03 y 0.11 d^{-1}) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b), cuyos valores son similares al valor promedio de k obtenido para el MA No. 2 (Ecuación 144, Tabla 36) .Para el MA No. 2 (Ecuación 144, Tabla 31), el coeficiente actividad – temperatura (A) dio un valor promedio de 1.15 , variando entre 1.02 y 1.29 , cuyo intervalo está en acuerdo con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf & Eddy, 1991, 2003). En cuanto al exponente x vinculado a la relación de profundidades del DI-FAFS ha resultado en un valor promedio de -0.008 , variando entre -0.14 y 0.13 , siendo similar al resto de los intervalos estimados para el resto de los MH para el DI-FAFS en la Tabla 27. Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en un valor promedio de -0.25

variando entre -0.77 y 0.27 estando la mayoría de los valores en la proximidad de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Tabla 48, Maldonado et al., 2020), para CBR (-0.99 y 0.37 , Tabla 46), FP (-0.75 y -0.16 , Tabla 53) y UASB (-2.08 y -0.59 , Tabla 54) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b). El componente de transformación del MA No. 2 (Ecuación 144, Tabla 36) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del DI-FAFS. El componente de transporte del MA No. 2 (Ecuación 144, Tabla 36) está representado por el coeficiente de difusión molecular horizontal (D_{MH}), cuyo valor promedio dio como resultado $0.72 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$, variando en un intervalo entre 0.51 y $0.94 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$ (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b). Los valores promedios de D_{MH} han sido reportados en los estudios de McCarty y colaboradores para el diseño de los reactores anaeróbicos mostrados en la Tabla 49 (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), para el filtro anaeróbico empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 ($0.6 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Rittman y McCarty, 1980 ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Rittman (1982) ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Liu et al., 1991 ($1.37 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$)), para el filtro anaeróbico de lecho fluidizado (Rittman y McCarty, 1980 ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Rittman, 1982 ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$)) para el reactor anaeróbico separado por baffles en múltiples etapas continuas (Bachmann et al., 1985 ($0.64 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$)), para un río tropical a lo largo del de la dirección del flujo principal en en la interfaz agua-sedimento del lecho del río (Cárdenas et al., 2022, 2023 (($6 \text{ a } 10 \times 10^7 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$)). Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003), la difusión es un proceso a escala molecular que ocasiona esparcimiento del soluto debido al gradiente de concentración y a la moción aleatoria de moléculas. Los resultados ponen en evidencia que la difusión molecular es un proceso cuya magnitud es influenciada por la escala de trabajo bien sea para un diseño experimental o de campo. El componente de transporte del MA No. 2 (Ecuación 144, Tabla 36) para el diseño del DI-FAFS en la interfaz LRS-biopelícula resulto comparativamente similar al proceso de difusión molecular estimado usando la ley de Fick para el diseño de los reactores anaeróbicos a escala experimental (Márquez et al., 2021; Maldonado et al. ,2022b-c, 2023a,b, 2024b).

El **MA No. 2** (Ecuación 144, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^T - 20\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (\text{cov})^{-n}\right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MH} t}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{MH} t}\right)\right]$, (Tabla 36)

es una combinación del MH No. 2 (Ecuación 114) y con el componente de transporte asociado a la ley de Fick (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b), asumiendo un direccionamiento predominantemente vertical para el proceso de difusión molecular en la interfaz LRS-biopelícula (Figura 44). En el componente del MA No. 2 representado por el MH No. 2 (Ecuación 114, Tabla 35) para el diseño del reactor DI-FAFS, la tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k) ha resultado con un valor promedio de 0.90 d^{-1} , variando entre 0.04

y 1.77 d^{-1} (Tabla 36). El valor promedio de k obtenido para el reactor DI-FAFS (Tabla 35) resultó similar al intervalo de los valores estimados para el FP (Tabla 30) usando como sustrato a la DBO_5 mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948), por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d^{-1} , por Germain (1966) en el orden 0.045 d^{-1} , por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d^{-1} (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 44) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el DI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y $35 \text{ }^{\circ}\text{C}$, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d^{-1}); Contrera et al., 2014 ($4.4 \times 10^{-5} \text{ d}^{-1}$); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d^{-1})), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d^{-1}); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d^{-1}); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d^{-1})), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04 , 0.91 d^{-1})) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al., 1997 (3.8 d^{-1})) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 44) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b), 57 % resultaron en valores de k superiores al valor promedio y el intervalo reportado para el diseño del DI-FAFS asociado al MA No. 2 (Ecuación 144, Tabla 38) en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y $35 \text{ }^{\circ}\text{C}$, incluyendo para el ACP (Lawrence y McCarty, 1969 (4.7 a 12.3 d^{-1}); Lawrence, 1971 (5 d^{-1})), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d^{-1}); Rittmann y McCarty, 1980 (10 d^{-1}); Rittmann, 1982 (10 d^{-1}); Liu et al. 1991 (8.7 d^{-1}), Sudibyo et al., 2017 (12.71 - 14.25 d^{-1}); Seidmohammadi et al. 2021 (7.96 d^{-1})), (Maldonado et al. 2023a,b.2024b). Con respecto a los reactores aeróbicos (CBR (Tabla 46) y FP (Tabla 53)) y anaeróbicos (UASB (Tabla 48)), k estimado desde MH No. 2 varió para CBR (-0.34 y 1.08 d^{-1}), FP (0.32 y 0.97 d^{-1}) y UASB (-0.03 y 0.11 d^{-1}) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b), cuyos valores son similares al valor promedio de k obtenido para el MA No. 2 (Ecuación 144, Tabla 31). Para el MA No. 2 (Ecuación 144, Tabla 36), el coeficiente actividad – temperatura (A) dio un valor promedio de 1.11 , variando entre 1.01 y 1.20 , cuyo intervalo está en acuerdo con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf & Eddy, 1991, 2003). En cuanto al exponente x vinculado a la relación de profundidades del DI-FAFS ha resultado en un valor promedio de -0.03 , variando entre -0.17 y 0.12 , siendo similar al resto de los intervalos estimados para el resto de los MH para el DI-FAFS en la Tabla 32. Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en un valor promedio de -0.26 , variando entre -0.93 y 0.41 estando la

mayoría de los valores en la proximidad de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Tabla 30, Maldonado et al. 2020), para CBR (-0.99 y 0.37, Tabla 46), FP (-0.75 y -0.16, Tabla 47) y UASB (-2.08 y -0.59, Tabla 48) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b). El componente de transformación del MA No. 2 (Ecuación 144, Tabla 31) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del DI-FAFS. El componente de transporte del MA No. 2 (Ecuación 144, Tabla 36) está representado por el coeficiente de difusión molecular vertical (D_{MV}), cuyo valor promedio dio como resultado $0.92 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$, variando en un intervalo entre 0.31 y $1.52 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$ (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b). Los valores promedios de D_M han sido reportados en los estudios de McCarty y colaboradores para el diseño de los reactores anaeróbicos mostrados en la Tabla 31 (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), para el filtro anaeróbico empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 ($0.6 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Rittman y McCarty, 1980 ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Rittman (1982) ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Liu et al., 1991 ($1.37 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$)), para el filtro anaeróbico de lecho fluidizado (Rittman y McCarty, 1980 ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Rittman, 1982 ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$)) para el reactor anaeróbico separado por baffles en múltiples etapas continuas (Bachmann et al., 1985 ($0.64 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$)). Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003), la difusión es un proceso a escala molecular que ocasiona esparcimiento del soluto debido al gradiente de concentración y a la moción aleatoria de moléculas. Los resultados ponen en evidencia que la difusión molecular es un proceso cuya magnitud es influenciada por la escala de trabajo bien sea para un diseño experimental o de campo. El componente de transporte del MA No. 2 (Ecuación 144, Tabla 36) para el diseño del DI-FAFS en la interfaz LRS-biolícula resulto comparativamente similar al proceso de difusión molecular estimado usando la ley de Fick para el diseño de los reactores anaeróbicos a escala experimental (Márquez et al., 2021; Maldonado et al., 2022b-c, 2023a,b, 2024b).

Discusión de Resultados de la Calibración de los Modelos Acoplados para el Diseño de los TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS. En esta sección se presenta una comparación de los parámetros obtenidos en la etapa de la calibración de los MA para el diseño de los reactores TRI-FAFS con aquellos obtenidos para los reactores aeróbicos y los anaeróbicos (Tablas 30 - 48). Los parámetros en la etapa de la calibración de los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS se muestran en la Tabla 38. En cuanto a los parámetros estimados en la etapa de la calibración de los MA adicionales para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFAS, se pueden observar en las Tablas 40 y 42, respectivamente.

El **MA No. 1** (Ecuación 137, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(COV)^{-n}\right] + [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)]\right]$, (Tabla 38) es una combinación del MH No. 2 (Ecuación 115) y el MH No. 4 (Ecuación 123). En el componente del MA No. 1 representado por el MH No. 2 (Ecuación 115, Tabla 35) para el diseño del reactor TRI-FAFS, la tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k) ha resultado con un valor promedio de 2.12 d^{-1} , variando entre 0.81 y 3.43 d^{-1} (Tabla 39). El valor promedio de k obtenido para el reactor TRI-FAFS (Tabla 38) resultó superior al intervalo de los valores estimados para el FP (Tabla 30) usando como sustrato a la DBO_5 mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948), por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d^{-1} , por Germain (1966) en el orden 0.045 d^{-1} , por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d^{-1} (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 44) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b), 47 % resultaron en valores de k inferior del intervalo reportado para el TRI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y $35 \text{ }^\circ\text{C}$, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d^{-1}); Contrera et al., 2014 ($4.4 \times 10^{-5} \text{ d}^{-1}$); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d^{-1})), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d^{-1}); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d^{-1}); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d^{-1})), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04 , 0.91 d^{-1})) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al., 1997 (3.8 d^{-1})) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 50) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), 57 % resultaron en valores de k en la proximidad del valor promedio y dentro del intervalo reportado para el TRI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y $35 \text{ }^\circ\text{C}$, incluyendo para el ACP (Lawrence y McCarty, 1969 (4.7 a 12.3 d^{-1}); Lawrence, 1971 (5 d^{-1})), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d^{-1}); Rittmann y McCarty, 1980 (10 d^{-1}); Rittmann, 1982 (10 d^{-1}); Liu et al. 1991 (8.7 d^{-1}), Sudibyo et al., 2017 (12.71 - 14.25 d^{-1}); Seidmohammadi et al. 2021 (7.96 d^{-1})), (Maldonado et al. 2023a,b.2024b). Con respecto a los reactores aeróbicos (CBR (Tabla 52) y FP (Tabla 53)) y anaeróbicos (UASB (Tabla 48)), k estimado desde MH No. 2 varió para CBR (-0.34 y 1.08 d^{-1}), FP (0.32 y 0.97 d^{-1}) y UASB (-0.03 y 0.11 d^{-1}) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), cuyos valores son inferiores al valor promedio de k obtenido para el MA No. 1 para el TRI-FAFS. Para el MA No. 1 (Ecuación 137, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(COV)^{-n}\right] +$

$[X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)]$], (Tabla 38), el coeficiente actividad – temperatura (A) dio un valor promedio de 1.01, variando entre 1.01 y 1.02, cuyo intervalo está en acuerdo con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf y Eddy, 1991, 2003). En cuanto a los exponentes x y y vinculados a la relación de profundidades del TRI-FAFS han resultado, el primero, en un valor promedio de 0.15, variando entre 0.003 y 0.29, mientras que el segundo, en un valor promedio de 0.33, variando entre 0.05 y 0.29, siendo similares al resto de los intervalos estimados para el resto de los MH para el TRI-FAFS en la Tabla 32. Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en un valor promedio de 0.88 variando entre 0.25 y 1.50 conteniendo a la mayoría de los valores dentro de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Tabla 30, Maldonado et al. 2020), para CBR (-0.99 y 0.37, Tabla 46), FP (-0.75 y -0.16, Tabla 47) y UASB (-2.08 y -0.59, Tabla 48) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b). El componente de transformación del MA No. 1 (Ecuación 137, Tabla 30) es un predictor satisfactorio del la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del TRI-FAFS. El componente de transporte del MA No. 1 (Ecuación 137, $[\frac{S_e}{S_i} = \exp[-k(A)^{T-20}(\frac{D_1}{D_2})^x(\frac{D_2}{D_3})^y(COV)^{-n}]] + [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)]$], (Tabla 38) es asociado al MH No. 4 (Ecuación 123, $[R = \frac{S_e}{S_i} = [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)]$], (Tabla 34) donde para el diseño del reactor TRI-FAFS, el coeficiente de biosorción dio un valor promedio de $-0.00008 \text{ L mg}^{-1}$, variando entre -0.000115 y $-0.00006 \text{ L mg}^{-1}$. Stack (1957), Ogbeide (2018) y Cárdenas et al. (2023) reportaron valores de $f < 10^{-4} \text{ L d mg}^{-1}$ (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), estos valores de f están dentro del intervalo estimado para el MA No. 1 (Ecuación 137, Tabla 33), siendo adecuada la predicción para el proceso de transporte del LRS por sorción hacia el interior de la biopelícula del TRI-FAFS. Según Guevara (2016) y Alvarez y Guevara (2003) la sorción consiste en la división de la sustancia sorbida en fases. En el caso del DI-FAFS se ha estimado que existirían cerca de 10^{-4} L de LRS por cada mg de biopelícula adherida al medio de soporte de tubos de PVC en el interior del TRI-FAFS. Con respecto a S , la cual representa la cantidad de DQO removible que debe aplicarse por unidad de área para saturar completamente una unidad de profundidad con DQO; resultó en un valor promedio de $1326.97 \text{ mg L}^{-1}$, variando entre 1326.97 y $1326.97 \text{ mg L}^{-1}$, este intervalo en magnitud está aproximándose a los valores desde niveles bajos a medios de la concentración de la DQO en el afluente al TRI-FAFS que ha sido suministrado en el diseño experimental de 1700 , 2400 y 3500 mg L^{-1} , de lo expuesto el TRI-FAFS se encuentra dentro de los niveles de saturación de la biopelícula, lo que conlleva a inferir que existen niveles umbrales de suministro de sustrato en el afluente al TRI-FAFS para un adecuado proceso de transporte de sustratos en la interfaz LRS-biopelícula. Según Maldonado et al.

(2023a,b,2024b) (Tabla 9A) el TRI-FAFS ha sido sometido a valores de DQO en el afluente al reactor variando entre 7723 y 11654 mg L⁻¹ con el TRI-FAFS operando a temperatura de 34 °C alcanzando eficiencias de operación desde bajas (16 %) a medias (40 %), lo que estaría confirmando que la predicción de *S* en el componente de transporte de sustratos por biosorción asociado al MA No. 1 (Ecuación 137, Tabla 38) es acertada en cuanto a los límites para sorber sustrato desempeñados por la biopelícula en el TRI-FAFS.

El MA No. 2 (Ecuación 145, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (COV)^{-n} \right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MH} t}} \exp \left(\frac{-x^2}{4D_{MH} t} \right) \right]$,

(Tabla 38) es una combinación del MH No. 2 (Ecuación 115) y con el componente de transporte asociado a la ley de Fick (Márquez, Maldonado et al, 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b), asumiendo un direccionamiento predominantemente horizontal para el proceso de difusión molecular en la interfaz LRS-biopelícula (Figura 44). En el componente del MA No. 2 representado por el MH No. 2 (Ecuación 115, Tabla 29), para el diseño del reactor TRI-FAFS, la tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (*k*) ha resultado con un valor promedio de 8.19 d⁻¹, variando entre -19.19 y 35.58 d⁻¹ (Tabla 38). El valor promedio de *k* obtenido para el reactor TRI-FAFS (Tabla 38) resultó similar al intervalo de los valores estimados para el FP (Tabla 48) usando como sustrato a la DBO₅ mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948), por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d⁻¹, por Germain (1966) en el orden 0.045 d⁻¹, por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d⁻¹ (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 44) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), 47 % resultaron en valores de *k* inferiores al intervalo reportado para el TRI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y 35 °C, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d⁻¹); Contrera et al., 2014 (4.4 x 10⁻⁵ d⁻¹); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d⁻¹)), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d⁻¹); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d⁻¹); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d⁻¹)), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04, 0.91 d⁻¹)) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al.,1997 (3.8 d⁻¹)) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 50) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), 57 % resultaron en valores de *k* muy similares al valor promedio y el intervalo reportado para el diseño del TRI-FAFS asociado al MA No. 2 (Ecuación 145, Tabla 38) en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y 35 °C, incluyendo para el ACP

(Lawrence y McCarty, 1969 (4.7 a 12.3 d⁻¹); Lawrence, 1971(5 d⁻¹)), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d⁻¹); Rittmann y McCarty, 1980 (10 d⁻¹); Rittmann, 1982 (10 d⁻¹); Liu et al. 1991 (8.7 d⁻¹), Sudibyo et al., 2017 (12.71 - 14.25 d⁻¹); Seidmohammadi et al. 2021 (7.96 d⁻¹)), (Maldonado et al., 2023a,b.2024b). Con respecto a los reactores aeróbicos (CBR (Tabla 46) y FP (Tabla 47) y anaeróbicos (UASB (Tabla 48)), k estimado desde MH No. 2 varió para CBR (-0.34 y 1.08 d⁻¹), FP (0.32 y 0.97 d⁻¹) y UASB (-0.03 y 0.11 d⁻¹) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b), cuyos valores son inferiores al valor promedio de k obtenido para el MA No. 2 (Ecuación 145, Tabla 35). Para el MA No. 2 (Ecuación 145, Tabla 38), el coeficiente actividad – temperatura (A) dio un valor promedio de 1.07, variando entre 0.97 y 1.17, cuyo intervalo está en acuerdo con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf & Eddy, 1991, 2003). En cuanto a los exponentes x y y vinculados a la relación de profundidades del TRI-FAFS han resultado, el primero, en un valor promedio de 0.35, variando entre -0.46 y 1.16, mientras que el segundo, en un valor promedio de 0.75, variando entre -0.77 y 2.27, siendo similares al resto de los intervalos estimados para el resto de los MH para el TRI-FAFS en la Tabla 38. Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en un valor promedio de -0.42 variando entre -1.09 y 0.24 conteniendo a la mayoría de los valores dentro de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Tabla 31, Maldonado et al. 2020), para CBR (-0.99 y 0.37, Tabla 46), FP (-0.75 y -0.16, Tabla 47) y UASB (-2.08 y -0.59, Tabla 48) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b). El componente de transformación del MA No. 2 (Ecuación 144, Tabla 36) es un predictor satisfactorio del la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del TRI-FAFS. El componente de transporte del MA No. 2 (Ecuación 145, Tabla 38) está representado por el coeficiente de difusión molecular horizontal (D_{MH}), cuyo valor promedio dio como resultado 15.33 cm² d⁻¹, variando en un intervalo entre 4.37 y 26.30 cm² d⁻¹ (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b). Los valores promedios de D_{MH} han sido reportados en los estudios de McCarty y colaboradores para el diseño de los reactores anaeróbicos mostrados en la Tabla 31 (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), para el filtro anaeróbico empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (0.6 cm² d⁻¹); Rittman y McCarty, 1980 (1.09 cm² d⁻¹); Rittman (1982) (1.09 cm² d⁻¹); Liu et al., 1991 (1.37 cm² d⁻¹)), para el filtro anaeróbico de lecho fluidizado (Rittman y McCarty, 1980 (1.09 cm² d⁻¹); Rittman, 1982 (1.09 cm² d⁻¹)) para el reactor anaeróbico separado por baffles en multiples etapas continuas (Bachmann et al., 1985 (0.64 cm² d⁻¹)). Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003), la difusión es un proceso a escala molecular que ocasiona esparcimiento del soluto debido al gradiente de concentración y a la moción aleatoria de moléculas. Los resultados ponen en evidencia que la difusión molecular es un proceso cuya

magnitud es influenciada por la escala de trabajo bien sea para un diseño experimental o de campo. El componente de transporte del MA No. 2 (Ecuación 144, Tabla 36) para el diseño del TRI-FAFS en la interfaz LRS-biopelícula resulto comparativamente un valor razonable para el proceso de difusión molecular horizontal estimado usando la ley de Fick para el diseño de los reactores anaeróbicos a escala experimental (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023a,b, 2024b).

$$\text{El MA No. 2 (Ecuación 145, } \left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (\text{COV})^{-n} \right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{Mvt}}} \exp \left(\frac{-z^2}{4D_{Mvt}} \right) \right],$$

(Tabla 39) es una combinación del MH No. 2 (Ecuación 115) y con el componente de transporte asociado a la ley de Fick (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2022b,c, 2023b), asumiendo un direccionamiento predominantemente vertical para el proceso de difusión molecular en la interfaz LRS-biopelícula (Figura 42). En el componente del MA No. 2 representado por el MH No. 2 (Ecuación 115, Tabla 29) que para el diseño del reactor TRI-FAFS la tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k) ha resultado con un valor promedio de 8.84 d^{-1} , variando entre -27.41 y 45.09 d^{-1} (Tabla 38). El valor promedio de k obtenido para el reactor TRI-FAFS (Tabla 33) resultó superior al intervalo de los valores estimados para el FP (Tabla 30) usando como sustrato a la DBO_5 mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948) por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d^{-1} , por Germain (1966) en el orden 0.045 d^{-1} , por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d^{-1} (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tablas 30 - 48) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), 47 % resultaron en valores de k inferiores al valor medio reportado para el TRI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y $35 \text{ }^\circ\text{C}$, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d^{-1}); Contrera et al., 2014 ($4.4 \times 10^{-5} \text{ d}^{-1}$); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d^{-1})), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d^{-1}); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d^{-1}); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d^{-1})), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04 , 0.91 d^{-1})) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al.,1997 (3.8 d^{-1})) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 44) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), 57 % resultaron en valores de k similares al valor promedio y el intervalo reportado para el diseño del TRI-FAFS asociado al MA No. 2 (Ecuación 144, Tabla 36) en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y $35 \text{ }^\circ\text{C}$, incluyendo para el ACP

(Lawrence y McCarty, 1969 (4.7 a 12.3 d⁻¹); Lawrence, 1971(5 d⁻¹)), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d⁻¹); Rittmann y McCarty, 1980 (10 d⁻¹); Rittmann, 1982 (10 d⁻¹); Liu et al. 1991 (8.7 d⁻¹), Sudibyo et al., 2017 (12.71 - 14.25 d⁻¹); Seidmohammadi et al. 2021 (7.96 d⁻¹)), (Maldonado et al., 2023a,b.2024b). Con respecto a los reactores aeróbicos (CBR (Tabla 52) y FP (Tabla 53)) y anaeróbicos (UASB (Tabla 54)), k estimado desde MH No. 2 varió para CBR (-0.34 y 1.08 d⁻¹), FP (0.32 y 0.97 d⁻¹) y UASB (-0.03 y 0.11 d⁻¹) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b), cuyos valores son similares al valor promedio de k obtenido para el MA No. 2 (Ecuación 144, Tabla 36). Para el MA No. 2 (Ecuación 145, Tabla 33), el coeficiente actividad – temperatura (A) dio un valor promedio de 1.07, variando entre 0.97 y 1.16, cuyo intervalo está en acuerdo con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf & Eddy, 1991, 2003). En cuanto a los exponentes x y y vinculados a la relación de profundidades del TRI-FAFS han resultado, el primero, en un valor promedio de 0.13, variando entre -0.93 y 1.19, mientras que el segundo, en un valor promedio de 0.67, variando entre -1.26 y 2.63, siendo similares al resto de los intervalos estimados para el resto de los MH para el TRI-FAFS en la Tabla 34. Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en un valor promedio de -0.31 variando entre -1.06 y 0.44 conteniendo a la mayoría de los valores dentro de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Tabla 30, Maldonado et al. 2020), para CBR (-0.99 y 0.37, Tabla 46), FP (-0.75 y -0.16, Tabla 47) y UASB (-2.08 y -0.59, Tabla 48) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b). El componente de transformación del MA No. 2 (Ecuación 145, Tabla 38) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del TRI-FAFS. El componente de transporte del MA No. 2 (Ecuación 145, Tabla 35) está representado por el coeficiente de difusión molecular vertical (D_{MV}), cuyo valor promedio dio como resultado 0.22 m² d⁻¹, variando en un intervalo entre 0.18 y 0.27 m² d⁻¹ (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b). Los valores promedios de D_M han sido reportados en los estudios de McCarty y colaboradores para el diseño de los reactores anaeróbicos mostrados en la Tabla 49 (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), para el filtro anaeróbico empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (0.6 cm² d⁻¹); Rittman y McCarty, 1980 (1.09 cm² d⁻¹); Rittman (1982) (1.09 cm² d⁻¹); Liu et al., 1991 (1.37 cm² d⁻¹)), para el filtro anaeróbico de lecho fluidizado (Rittman y McCarty, 1980 (1.09 cm² d⁻¹); Rittman, 1982 (1.09 cm² d⁻¹) para el reactor anaeróbico separado por baffles en múltiples etapas continuas (Bachmann et al., 1985 (0.64 cm² d⁻¹)). Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003), la difusión es un proceso a escala molecular que ocasiona esparcimiento del soluto debido al gradiente de concentración y a la moción aleatoria de moléculas. Los resultados ponen en evidencia que la difusión molecular es un proceso cuya

magnitud es influenciada por la escala de trabajo bien sea para un diseño experimental o de campo. El componente de transporte del MA No. 2 (Ecuación 145, Tabla 38) para el diseño del TRI-FAFS en la interfaz LRS-biopelícula resultó comparativamente un valor razonable para el proceso de difusión molecular vertical estimado usando la ley de Fick para el diseño de los reactores anaeróbicos a escala experimental (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023a,b, 2024b).

Discusión de Resultados de la Calibración de los Modelos Acoplados Adicionales Para el Diseño de los DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS. En esta sección se presenta una comparación de los parámetros obtenidos en la etapa de la calibración de los MA adicionales para el diseño de los reactores DI-FAFS, cuyos resultados se pueden observar en la Tabla 39. Los MA a ser analizados están representados por los MA No. 3 a MA No. 7.

El **MA No. 3** (Ecuación 146, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{P_1}{D_2}\right)^X (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_e}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV\right]$, (Tabla 40) ha sido una combinación de un componente del MH No. 4 y el MH No. 6 para el diseño del reactor DI-FAFS (Maldonado et al., 2023a,b, 2024). La tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k_1) ha resultado con un valor promedio de 0.26 d^{-1} , variando entre -0.80 y 1.33 d^{-1} (Tabla 40). El valor de k_2 resultó en un valor promedio de $0.001 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}\text{):(mg L}^{-1}\text{)}$ ó 1 d^{-1} , variando entre -0.0635 y $0.0656 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}\text{):(mg L}^{-1}\text{)}$ por cada unidad de concentración del sustrato en el efluente al DI-FAFS (Maldonado et al., 2023a-c, 2024b). Los valores promedios de k_1 y k_2 obtenidos para el reactor DI-FAFS están en la proximidad del intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la DBO_5 mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948), por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d^{-1} , por Germain (1966) en el orden 0.045 d^{-1} , por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d^{-1} (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tablas 48 - 55) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el DI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y 35°C , incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d^{-1}); Contrera et al., 2014 ($4.4 \times 10^{-5} \text{ d}^{-1}$); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d^{-1})), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d^{-1}); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d^{-1}); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d^{-1})), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04 , 0.91 d^{-1})) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al.,1997 (3.8 d^{-1})) (Maldonado et al.

2023a,b.2024b). Con respecto a los reactores aeróbicos (CBR (Tabla 52) y FP (Tabla 47)) y anaeróbicos (UASB (Tabla 48)), k_1 y k_2 estimados desde MH No. 6 dio valores promedio para CBR k_1 (10.23 d⁻¹) y k_2 (-0.0045 d⁻¹), FP k_1 (0.6626 d⁻¹) y k_2 (-0.0006d⁻¹)y UASB k_1 (0.0017 d⁻¹) y k_2 (-0.0007 d⁻¹) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b), cuyos valores están en correspondencia con los obtenidos para el DI-FAFS. El coeficiente actividad – temperatura (A) dio valores promedio para DI-FAFS, A (1.05), CBR A (7.24, Tabla 46), FP A (1.93, Tabla 53) y UASB A (1.23, Tabla 48), cuyos valores dieron en la proximidad con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf y Eddy, 1991, 2003). Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en en valores promedio para DI-FAFS n (-1.02), CBR n (-0.76), FP n (-2.3) y UASB n (-2.93) encontrándose en la proximidad de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Maldonado et al., 2020). El coeficiente b que predice un valor umbral para la COV para la ocurrencia de la concentración umbral asociada a K_s dio valores promedio para DI-FAFS b (4.79 kg m⁻³d⁻¹), CBR b (0.82 kg m⁻³d⁻¹), FP b (-0.65 kg m⁻³d⁻¹) y UASB b (1.98 kg m⁻³d⁻¹), los cuales son valores aproximados a los valores de la COV de diseño experimental, 2.25 y 4.64 kg m⁻³d⁻¹. El componente de transformación de sustratos asociados al MH No. 3 (Ecuación 146) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del DI-FAFS. En el componente asociado al primer término del MH No. 4 (Ecuación 123), $[R = \frac{S_e}{S_i} = [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)]]$, (Tabla 40) para el diseño del reactor DI-FAFS, el coeficiente de biosorción dio un valor promedio de 0.02 m³ d kg⁻¹, (0.2 x 10⁻⁴ L d mg⁻¹). Stack (1957) reportó valores de $f < 10^{-4}$ L d mg⁻¹ (Maldonado et al., 2023a,b.2024b). El valor estimado de f dio en la proximidad del umbral encontrado por Stack (1957), siendo adecuada la predicción para el proceso de transporte del LRS por sorción hacia el interior de la biopelícula del DI-FAFS. Según Guevara (2016) y Alvarez y Guevara (2003) la sorción consiste en la división de la sustancia sorbida en fases. En el caso del DI-FAFS se ha estimado que existirían cerca de 10⁻⁴ L de LRS por cada mg de biopelícula adherida al medio de soporte de tubos de PVC en el interior del DI-FAFS, confirmando que la predicción de MA No. 3 (Ecuación 146, Tabla 40) es acertada en cuanto a los límites para sorber sustrato desempeñados por la biopelícula en el DI-FAFS.

El **MA No. 4** (Ecuación 148,
$$[\frac{S_e}{S_i} = \exp^{[-k_1(A)^{T-20}(\frac{D_1}{D_2})^x(COV)^{-n}]} + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{Mvt}}} \exp^{(\frac{-z^2}{4D_{Mvt}})}],$$
 (Tabla 40). El MA No. 4 ha sido una combinación de un componente del MH No. 6 con el componente formando parte del MA No. 2 asociado al proceso de transporte por difusión molecular en la dirección vertical ajustado según

las características físicas de DI-FAFS (Maldonado et al., 2023a,b, 2024). La tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k_1) ha resultado con un valor promedio de 0.34 d^{-1} , variando entre -1.68 y 2.36 d^{-1} (Tabla 40). El valor de k_2 resultó en un valor promedio de $0.0007 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}\text{):(mg L}^{-1}\text{)}$ ó 0.7 d^{-1} , variando entre -0.001 y $0.0027 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}\text{):(mg L}^{-1}\text{)}$ por cada unidad de concentración del sustrato en el efluente al DI-FAFS (Maldonado et al., 2023a-c, 2024b). Los valores promedios de k_1 y k_2 obtenidos para el reactor DI-FAFS están en la proximidad del intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la DBO_5 mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948), por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d^{-1} , por Germain (1966) en el orden 0.045 d^{-1} , por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d^{-1} (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tablas 48 - 55) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el DI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y $35 \text{ }^\circ\text{C}$, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d^{-1}); Contrera et al., 2014 ($4.4 \times 10^{-5} \text{ d}^{-1}$); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d^{-1})), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d^{-1}); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d^{-1}); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d^{-1})), en el UASB (Guiot, 1991 ($1.04, 0.91 \text{ d}^{-1}$)) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al.,1997 (3.8 d^{-1})) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b). Con respecto a los reactores aeróbicos (CBR (Tabla 46) y FP (Tabla 47)) y anaeróbicos (UASB (Tabla 48)), k_1 y k_2 estimados desde MH No. 6 dio valores promedio para CBR k_1 (10.23 d^{-1}) y k_2 (-4.5 d^{-1}), FP k_1 (0.6626 d^{-1}) y k_2 (-0.6 d^{-1}) y UASB k_1 (0.0017 d^{-1}) y k_2 (-0.7 d^{-1}) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), cuyos valores están en correspondencia con los obtenidos para el DI-FAFS. El coeficiente actividad – temperatura (A) dio valores promedio para DI-FAFS, A (1.05), CBR A (7.24 , Tabla 46), FP A (1.93 , Tabla 47) y UASB A (1.23 , Tabla 48), cuyos valores dieron en la proximidad con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf & Eddy, 1991, 2003). Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en valores promedio para DI-FAFS n (0.13), CBR n (-0.76), FP n (-2.3) y UASB n (-2.93) encontrándose en la proximidad de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Maldonado et al., 2020). El coeficiente b que predice un valor umbral para la COV para la ocurrencia de la concentración umbral asociada a K_s dio valores promedio para DI-FAFS b ($1.3 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$), CBR b ($0.82 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$), FP b ($-0.65 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$) y UASB b ($1.98 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$), los cuales son valores

aproximados a los valores de la COV de diseño experimental, 2.25 y 4.64 kg m⁻³d⁻¹. El componente de transformación de sustratos asociados al MH No. 4 (Ecuación 148) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del DI-FAFS. El componente de transporte del MA No. 4 (Ecuación 148, Tabla 40) está representado por el coeficiente de difusión molecular vertical (D_{MV}), cuyo valor promedio dio como resultado 0.96 m² d⁻¹ (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b). Los valores promedios de D_M han sido reportados en los estudios de McCarty y colaboradores para el diseño de los reactores anaeróbicos mostrados en la Tabla 31 (Maldonado et al., 2023a,b, 2024b), para el filtro anaeróbico empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (0.6 cm² d⁻¹); Rittman y McCarty, 1980 (1.09 cm² d⁻¹); Rittman (1982) (1.09 cm² d⁻¹); Liu et al., 1991 (1.37 cm² d⁻¹)), para el filtro anaeróbico de lecho fluidizado (Rittman y McCarty, 1980 (1.09 cm² d⁻¹); Rittman, 1982 (1.09 cm² d⁻¹)) para el reactor anaeróbico separado por baffles en múltiples etapas continuas (Bachmann et al., 1985 (0.64 cm² d⁻¹)). Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003), la difusión es un proceso a escala molecular que ocasiona esparcimiento del soluto debido al gradiente de concentración y a la moción aleatoria de moléculas. Los resultados ponen en evidencia que la difusión molecular es un proceso cuya magnitud es influenciada por la escala de trabajo bien sea para un diseño experimental o de campo. El componente de transporte del MA No. 4 (Ecuación 148, Tabla 40) para el diseño del DI-FAFS en la interfaz LRS-biopelícula resultó comparativamente un valor razonable para el proceso de difusión molecular vertical estimado usando la ley de Fick para el diseño de los reactores anaeróbicos a escala experimental (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023a,b, 2024b).

El **MA No. 5** (Ecuación 149, $\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (COV)^{-n} \right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{Mvt}}} \exp \left(\frac{-z^2}{4D_{Mvt}} \right)$), (Tabla 40) es una combinación de un componente del MH No. 6 con el componente formando parte del MA No. 2 asociado al proceso de transporte por difusión molecular en la dirección horizontal ajustado según las características físicas de DI-FAFS (Maldonado et al., 2023a,b, 2024). La tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k_1) ha resultado con un valor promedio de 0.27 d⁻¹, variando entre -0.97 y 1.53 d⁻¹ (Tabla 35). El valor de k_2 resultó en un valor promedio de 0.001 (kg m⁻³ d⁻¹):(mg L⁻¹) ó 0.07 d⁻¹, variando entre -0.02 y 0.02 (kg m⁻³ d⁻¹):(mg L⁻¹) por cada unidad de concentración del sustrato en el efluente al DI-FAFS (Maldonado et al., 2023a-c, 2024b). Los valores promedios de k_1 y k_2 obtenidos para el reactor DI-FAFS está en la proximidad del intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la DBO₅ mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948) por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d⁻¹, por

Germain (1966) en el orden 0.045 d^{-1} , por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d^{-1} (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tablas 30 - 48) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el DI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y 35 °C, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d^{-1}); Contrera et al., 2014 ($4.4 \times 10^{-5} \text{ d}^{-1}$); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d^{-1})), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d^{-1}); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d^{-1}); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d^{-1})), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04 , 0.91 d^{-1})) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al., 1997 (3.8 d^{-1})) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b). Con respecto a los reactores aeróbicos (CBR (Tabla 46) y FP (Tabla 47)) y anaeróbicos (UASB (Tabla 48)), k_1 y k_2 estimados desde MH No. 6 dio valores promedio para CBR k_1 (10.23 d^{-1}) y k_2 (-4.5 d^{-1}), FP k_1 (0.6626 d^{-1}) y k_2 (-0.6 d^{-1}) y UASB k_1 (0.0017 d^{-1}) y k_2 (-0.7 d^{-1}) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b), cuyos valores están en correspondencia con los obtenidos para el DI-FAFS. El coeficiente actividad – temperatura (A) dio valores promedio para DI-FAFS, A (1.07), CBR A (7.24 , Tabla 46), FP A (1.93 , Tabla 47) y UASB A (1.23 , Tabla 48), cuyos valores dieron en la proximidad con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf & Eddy, 1991, 2003). Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en valores promedio para DI-FAFS n (0.46), CBR n (-0.76), FP n (-2.3) y UASB n (-2.93) encontrándose en la proximidad de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Maldonado et al. 2020). El coeficiente b que predice un valor umbral para la COV para la ocurrencia de la concentración umbral asociada a K_s dio valores promedio para DI-FAFS b ($0.76 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$), CBR b ($0.82 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$), FP b ($-0.65 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$) y UASB b ($1.98 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$), los cuales son valores aproximados a los valores de la COV de diseño experimental, 2.25 y $4.64 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$. El componente de transformación de sustratos asociados al MH No. 149 (Ecuación 149) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del DI-FAFS. El componente de transporte del MA No. 5 (Ecuación 149, Tabla 40) está representado por el coeficiente de difusión molecular horizontal (D_{MH}), cuyo valor promedio dio como resultado $0.24 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$ (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b). Los valores promedios de D_M han sido reportados en los estudios de McCarty y colaboradores para el diseño de los reactores anaeróbicos mostrados en la Tabla 49 (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), para el filtro anaeróbico empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 ($0.6 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Rittman y McCarty,

1980 (1.09 cm² d⁻¹); Rittman (1982) (1.09 cm² d⁻¹); Liu et al., 1991 (1.37 cm² d⁻¹), para el filtro anaeróbico de lecho fluidizado (Rittman y McCarty, 1980 (1.09 cm² d⁻¹); Rittman, 1982 (1.09 cm² d⁻¹)) para el reactor anaeróbico separado por baffles en múltiples etapas continuas (Bachmann et al., 1985 (0.64 cm² d⁻¹)). Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003), la difusión es un proceso a escala molecular que ocasiona esparcimiento del soluto debido al gradiente de concentración y a la moción aleatoria de moléculas. Los resultados ponen en evidencia que la D_{MH} es un proceso cuya magnitud es influenciada por la escala de trabajo bien sea para un diseño experimental o de campo. El componente de transporte del MA No. 5 (Ecuación 149, Tabla 35) para el diseño del DI-FAFS en la interfaz LRS-biopelícula resultó comparativamente un valor razonable para el proceso de D_{MH} estimado usando la ley de Fick para el diseño de los reactores anaeróbicos a escala experimental (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023a,b, 2024b).

El **MA No. 6** (Ecuación 150, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{r-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x(\text{COV})^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(\text{COV}+b)} + m \cdot f \cdot \text{COV} + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{Mvt}}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{Mvt}}\right)\right]$, (Tabla 40) es una combinación de un componente del MH No. 6 con el componente formando parte del MA No. 2 asociado al proceso de transporte por difusión molecular en la dirección vertical ajustado según las características físicas de los reactores FAFA-MFS y el MA No. 3 para el DI-FAFS (Maldonado et al., 2023a,b, 2024). La tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k_1) ha resultado con un valor promedio de 0.40 d⁻¹, variando entre -9.47 y 10.28 d⁻¹ (Tabla 35). El valor de k_2 resultó en un valor promedio de -0.00004 (kg m⁻³ d⁻¹):(mg L⁻¹) ó 0.04 d⁻¹ por unidad de sustrato en el efluente, variando entre -1.34 y 1.34 d⁻¹ por cada unidad de concentración del sustrato en el efluente al DI-FAFS (Maldonado et al., 2023a-c, 2024b). Los valores promedios de k_1 y k_2 obtenidos para el reactor DI-FAFS están en la proximidad del intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la DBO₅ mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948) por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d⁻¹, por Germain (1966) en el orden 0.045 d⁻¹, por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d⁻¹ (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 50) (Maldonado et al. 2023a,b, 2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el DI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y 35 °C, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d⁻¹); Contrera et al., 2014 (4.4 x 10⁻⁵ d⁻¹); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d⁻¹)), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d⁻¹); Lindgren, 1983

(0.125 a 0.33 d⁻¹); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d⁻¹)), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04, 0.91 d⁻¹)) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al., 1997 (3.8 d⁻¹)) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b). Con respecto a los reactores aeróbicos (CBR (Tabla 46) y FP (Tabla 53) y anaeróbicos (UASB (Tabla 54)), k_1 y k_2 estimados desde MH No. 6 dio valores promedio para CBR k_1 (10.23 d⁻¹) y k_2 (-4.5 d⁻¹), FP k_1 (0.6626 d⁻¹) y k_2 (-0.6d⁻¹) y UASB k_1 (0.0017 d⁻¹) y k_2 (-0.7 d⁻¹) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b), cuyos valores están en correspondencia con los obtenidos para el DI-FAFS. El coeficiente actividad – temperatura (A) dio valores promedio en el MA No. 6 para DI-FAFS, A (1.10), CBR A (1.23, Tabla 52), FP A (1.21, Tabla 47) y UASB A (1.70, Tabla 48), cuyos valores dieron en la proximidad con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf y Eddy, 1991, 2003). Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en valores promedio para DI-FAFS n (-0.20) con un intervalo variando entre -13.04 y 12.63 (Tabla 35), mientras para, CBR n (-0.76), FP n (-2.3) y UASB n (-2.93) encontrándose en la proximidad de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6. En forma específica, este intervalo está contenido dentro del intervalo de valores n de DI-FAFS (Maldonado et al. 2020). El coeficiente b que predice un valor umbral para la COV para la ocurrencia de la concentración umbral asociada a K_s dio valores variando para DI-FAFS b (-16713.0 a -16713.0 kg m⁻³d⁻¹), CBR (-1860.64 a 1860.64 kg m⁻³ d⁻¹, Tabla 52), FP (1798.63 a 1798.63 kg m⁻³ d⁻¹, Tabla 47), UASB (1075.79 a 1075.79 kg m⁻³ d⁻¹, Tabla 54) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b). En el caso particular del DI-FAFS, la COV umbral asociada a K_s , implicaría que para un TRH de 18 h, la concentración de LRS representando a K_s sería de 12.5 x 10⁶ mg L⁻¹, siendo que la concentración del sustrato en el efluente del DI-FAFS dio valores de DQO variando entre 1000 y 2300 mg L⁻¹, este intervalo de valores de S_e comparado con K_s implican que los microorganismos en la biopelícula han alcanzado una condición de fase estacionaria en la curva de crecimiento (Freytez y Márquez, 2021; Freytez et al. 2022, 2023, 2024; Maldonado et al. 2023a,b.2024b). Según Metcalf y Eddy, (1991, 2003), en la fase estacionaria, la población permanece constante. Las razones que se apuntan para la explicación de este fenómeno son las siguientes: (a) las células han agotado el sustrato o los nutrientes necesarios para el crecimiento, y (b) la generación de células nuevas se compensa con la muerte de células viejas. El agotamiento del sustrato y los nutrientes en el DI-FAFS a pesar de evidenciar un funcionamiento con una eficiencia de remoción de la DQO de medio a alto (30 a 72 %) tienen su basamento en la presencia de sustancias inhibitoras y recalitrantes, tales como metales pesados y haluros metálicos (Tabla 11), los cuales han sido comprobados que estuvieron presentes en concentraciones

excediendo el límite de la normativa ambiental. Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003), algunos de las situaciones que puedan estar justificando la operación del DI-FAFS pueden ser debidas a las siguientes hipótesis:

- a) La presencia de concentraciones tóxicas del compuesto a ser degradado o de los subproductos de la degradación puede ocasionar disrupciones físicas mayores de las bacterias (Ej., disolución de membranas por disolventes), o crear uniones competitivas de alguna enzima en particular. En estos casos, los procesos físicos como dilución, sorción, precipitación y volatilización, se transforman en mecanismos importantes para el decrecimiento de la concentración de los contaminantes a niveles sub-inhibitorios.
- b) Especificidad restrictiva de las enzimas degradantes, lo que conllevaría a que no se reconozcan algunas rutas metabólicas para aquellos sustratos orgánicos debido a características estructurales que los hacen diferentes de los sustratos normales.
- c) Falta de un nutriente esencial o aceptor de electrones, siendo posible ser subsanado mediante bio-estimulación.
- d) La concentración del compuesto a degradar es muy baja para sustentar una población microbiana viable. En este caso habría que agregar sustratos auxiliares, de tal modo que el compuesto objetivo se degrade como un sustrato secundario. Hay que hacer notar también que podría estar presente un inductor de enzima (que no necesariamente es el sustrato objetivo) a una concentración suficientemente alta como para ser efectiva.

De lo expuesto, el componente de transformación de sustratos asociados al MH No. 6 (Ecuación 150) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del DI-FAFS.

El componente de transporte del **MA No. 6** (Ecuación 150, [$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^X (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{Mvt}}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{Mvt}}\right)$], (Tabla 40) involucra los procesos de biosorción y difusión molecular. En cuanto al transporte por biosorción, el coeficiente de biosorción dio un valor promedio de $-0.0009 \text{ m}^3 \text{ d kg}^{-1}$, ($-9 \times 10^{-7} \text{ L d mg}^{-1}$), variando entre -2.45 a $2.45 \text{ m}^3 \text{ d kg}^{-1}$. Stack (1957), Ogbeide (2018) y Cárdenas et al. (2023) reportaron valores de $f < 10^{-4} \text{ L d mg}^{-1}$ (Maldonado et al., 2023a,b,2024b). El valor estimado de f dio dentro del umbral encontrado por Stack (1957), Ogbeide (2018) y Cárdenas et al. (2023), siendo adecuada la predicción para el proceso de transporte del LRS por sorción hacia el interior de la biopelícula del

DI-FAFS. Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003) la sorción consiste en la división de la sustancia sorbida en fases. En el caso del DI-FAFS se ha estimado que existirían cerca de 10^{-7} L de LRS por cada mg de biopelícula adherida al medio de soporte de tubos de PVC en el interior del DI-FAFS, confirmando que la predicción de MA No. 6 (Ecuación 150, Tabla 36) es acertada en cuanto a los límites para sorber sustrato desempeñados por la biopelícula en el DI-FAFS.

El segundo componente de transporte basado en la ley de Fick está representado por el coeficiente de difusión molecular vertical (D_{MV}), cuyo valor promedio dio como resultado $62.84 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$ (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b). Los valores promedios de D_{MV} han sido reportados en los estudios de McCarty y colaboradores para el diseño de los reactores anaeróbicos mostrados en la Tabla 31 (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), para el filtro anaeróbico empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 ($0.6 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Rittman y McCarty, 1980 ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Rittman (1982) ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Liu et al., 1991 ($1.37 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$)), para el filtro anaeróbico de lecho fluidizado (Rittman y McCarty, 1980 ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Rittman, 1982 ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$)) para el reactor anaeróbico separado por baffles en múltiples etapas continuas (Bachmann et al., 1985 ($0.64 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$)). Para otros reactores biológicos tratando LRS donde el MA No. 6 ha sido calibrado, los valores de D_{MV} estimados han sido aproximados a los valores de D_{MV} para DI-FAFS, especialmente en el FP, para CBR ($0.72 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$, Tabla 52), FP ($59.40 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$, Tabla 53), UASB ($3.02 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$, Tabla 48) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003), la difusión es un proceso a escala molecular que ocasiona esparcimiento del soluto debido al gradiente de concentración y a la moción aleatoria de moléculas. Los resultados ponen en evidencia que la difusión molecular es un proceso cuya magnitud es influenciada por la escala de trabajo bien sea para un diseño experimental o de campo. El componente de transporte del MA No. 6 (Ecuación 150, Tabla 40) para el diseño del DI-FAFS en la interfaz LRS-biopelícula resultó comparativamente un valor razonable para el proceso de difusión molecular vertical estimado usando la ley de Fick para el diseño de los reactores anaeróbicos a escala experimental (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023a,b, 2024b).

El **MA No. 7** (Ecuación 152, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (\text{COV})^{-n} \right] + k_2 \frac{S_i}{(\text{COV}+b)} + m \cdot f \cdot \text{COV} + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MHT}}} \exp \left(\frac{-z^2}{4D_{MHT}} \right) \right]$, (Tabla 40) es una combinación de un componente del MH No. 6 con el componente formando parte del MA No. 2 asociado al proceso de transporte por difusión molecular en la dirección horizontal ajustado según las características físicas de los reactores para el DI-FAFS (Maldonado et al., 2023a,b, 2024). La tasa de utilización de sustratos por unidad de

microorganismos (k_1) ha resultado con un valor promedio de 0.48 d^{-1} , variando entre -8.33 y 9.29 d^{-1} (Tabla 39). El valor de k_2 resultó en un valor promedio de $-0.00007 (\text{kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}):(\text{mg L}^{-1})$ ó -0.07 d^{-1} por unidad de sustrato en el efluente, variando entre -1.64 y 1.64 d^{-1} por cada unidad de concentración del sustrato en el efluente al DI-FAFS (Maldonado et al., 2023a-c, 2024b). Los valores promedios de k_1 y k_2 obtenidos para el reactor DI-FAFS está en la proximidad del intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la DBO_5 mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948), por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d^{-1} , por Germain (1966) en el orden 0.045 d^{-1} , por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d^{-1} (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 50) (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), el 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el DI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y $35 \text{ }^\circ\text{C}$, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d^{-1}); Contrera et al., 2014 ($4.4 \times 10^{-5} \text{ d}^{-1}$); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d^{-1})), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d^{-1}); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d^{-1}); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d^{-1})), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04 , 0.91 d^{-1})) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al.,1997 (3.8 d^{-1})) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b). Con respecto a los reactores aeróbicos (CBR (Tabla 46) y FP (Tabla 47)) y anaeróbicos (UASB (Tabla 48)), k_1 y k_2 estimados desde MA No. 6 dio valores promedio para CBR k_1 (0.47 d^{-1}) y k_2 (30 d^{-1}), FP k_1 (0.66 d^{-1}) y k_2 (30 d^{-1}) y UASB k_1 (0.61 d^{-1}) y k_2 (50 d^{-1}) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), cuyos valores están en correspondencia con los obtenidos para el DI-FAFS. El coeficiente actividad – temperatura (A) dio valores promedio para DI-FAFS, A (1.21), CBR A (1.23 , Tabla 46), FP A (1.21 , Tabla 47) y UASB A (1.70 , Tabla 48), cuyos valores dieron en la proximidad con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf y Eddy, 1991, 2003). Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en valores promedio para DI-FAFS n (-0.25) con un intervalo variando entre -9.77 y 9.26 (Tabla 40), mientras para, CBR n (-0.46), FP n (-1.19) y UASB n (-1.06) encontrándose en la proximidad de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 . En forma específica, este intervalo está contenido dentro del intervalo de valores n de DI-FAFS (Maldonado et al. 2020). El coeficiente b que predice un valor umbral para la COV para la ocurrencia de la concentración umbral asociada a K_s dio valores promedio para DI-FAFS b (-16980.6 a $-16980.6 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$), CBR (-1860.64 a $1860.64 \text{ kg m}^{-3}$

d^{-1} , Tabla 52), FP (1798.63 a 1798.63 $\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$, Tabla 47), UASB (1075.79 a 1075.79 $\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$, Tabla 48) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b). En el caso particular del DI-FAFS, la COV umbral asociada a K_s , implicaría que para un TRH de 18 h, la concentración de LRS representando a K_s sería de $12.7 \times 10^6 \text{ mg L}^{-1}$, siendo que la concentración del sustrato en el efluente del DI-FAFS dio valores de DQO variando entre 1000 y 2300 mg L^{-1} , este intervalo de valores de S_e comparado con K_s implican que los microorganismos en la biopelícula han alcanzado una condición de fase estacionaria en la curva de crecimiento (Freytez y Márquez, 2021; Freytez et al. 2022, 2023, 2024; Maldonado et al. 2023a,b.2024b). Según Metcalf y Eddy, (1991, 2003), en la fase estacionaria, la población permanece constante. Las razones que se apuntan para la explicación de este fenómeno son las siguientes: (a) las células han agotado el sustrato o los nutrientes necesarios para el crecimiento, y (b) la generación de células nuevas se compensa con la muerte de células viejas. El agotamiento del sustrato y los nutrientes en el DI-FAFS a pesar de evidenciar un funcionamiento con una eficiencia de remoción de la DQO de medio a alto (30 a 72 %) tienen su basamento en la presencia de sustancias inhibitoras y recalitrantes, tales como metales pesados y haluros metálicos (Tabla 45), los cuales han sido comprobados que estuvieron presentes en concentraciones excediendo el límite de la normativa ambiental. Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003), algunos de las situaciones que puedan estar justificando la operación del DI-FAFS pueden ser debidas a las siguientes hipótesis:

- e) La presencia de concentraciones tóxicas del compuesto a ser degradado o de los subproductos de la degradación puede ocasionar disrupciones físicas mayores de las bacterias (Ej., disolución de membranas por disolventes), o crear uniones competitivas de alguna enzima en particular. En estos casos, los procesos físicos como dilución, sorción, precipitación y volatilización, se transforman en mecanismos importantes para el decrecimiento de la concentración de los contaminantes a niveles sub-inhibitorios
- f) Especificidad restrictiva de las enzimas degradantes, lo que conllevaría a que no se reconozcan algunas rutas metabólicas para aquellos sustratos orgánicos debido a características estructurales que los hacen diferentes de los sustratos normales.
- g) Falta de un nutriente esencial o aceptor de electrones, siendo posible ser subsanado mediante bio-estimulación.
- h) La concentración del compuesto a degradar es muy baja para sustentar una población microbiana viable. En este caso habría que agregar sustratos auxiliares, de tal modo que el compuesto objetivo

se degrade como un sustrato secundario. Hay que hacer notar también que podría estar presente un inductor de enzima (que no necesariamente es el sustrato objetivo) a una concentración suficientemente alta como para ser efectiva.

De lo expuesto, el componente de transformación de sustratos asociados al MH No. 6 (Ecuación 148) del MA No. 7 (Ecuación 152, Tabla 40) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del DI-FAFS. El componente de transporte del MA No. 7 (Ecuación 152, Tabla 35) involucra los procesos de biosorción (f) y difusión molecular (D_{MH}). En cuanto al transporte por biosorción, el coeficiente de biosorción dio un valor promedio de $-0.0009 \text{ m}^3 \text{ d kg}^{-1}$, ($-9 \times 10^{-7} \text{ L d mg}^{-1}$), variando entre -2.45 a $2.45 \text{ m}^3 \text{ d kg}^{-1}$. Stack (1957), Ogbeide (2018) y Cárdenas et al. (2023) reportaron valores de $f < 10^{-4} \text{ L d mg}^{-1}$ (Maldonado et al., 2023a,b,2024b). El valor estimado de f dio dentro del umbral encontrado por Stack (1957), Ogbeide (2018) y Cárdenas et al. (2023), siendo adecuada la predicción para el proceso de transporte del LRS por sorción hacia el interior de la biopelícula del DI-FAFS.

Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003) la porción consiste en la división de la sustancia sorbida en fases. En el caso del DI-FAFS se ha estimado que existirían cerca de 10^{-7} L de LRS por cada mg de biopelícula adherida al medio de soporte de tubos de PVC en el interior del DI-FAFS, confirmando que la predicción de MA No. 7 (Ecuación 150, Tabla 39) es acertada en cuanto a los límites para sorber sustrato desempeñados por la biopelícula en el DI-FAFS.

Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003), la difusión es un proceso a escala molecular que ocasiona esparcimiento del soluto debido al gradiente de concentración y a la moción aleatoria de moléculas. Los resultados ponen en evidencia que la difusión molecular es un proceso cuya magnitud es influenciada por la escala de trabajo bien sea para un diseño experimental o de campo. El componente de transporte del MA No. 7 (Ecuación 152, Tabla 40) para el diseño del DI-FAFS en la interfaz LRS-biopelícula resultó comparativamente un valor razonable para el proceso de difusión molecular estimado usando la ley de Fick para el diseño de los reactores anaeróbicos a escala experimental (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023a,b, 2024b).

Discusión de Resultados de la Calibración de los Modelos Acoplados Adicionales Para el Diseño de los TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS.

En esta sección se presenta una comparación de los parámetros obtenidos en la etapa de la calibración de los MA adicionales para el diseño del reactor TRI-FAFS, cuyos resultados se pueden observar en la Tabla 42, respectivamente. Los MA a ser analizados están representados por los MA No. 3, MA No. 6 y MA No. 7.

El **MA No. 3** (Ecuación 146, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_e}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV\right]$, (Tabla 39) ha sido una combinación de un componente del MH No. 4 y el MH No. 6 para el diseño del reactor DI-FAFS (Maldonado et al., 2023a,b, 2024). La tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k_1) ha resultado con un valor promedio de 4.86 d^{-1} , variando entre 0.48 y 9.23 d^{-1} (Tabla 41). El valor de k_2 resultó en un valor promedio de $0.02 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}\text{):(mg L}^{-1}\text{)}^{-1}$ por unidad de sustrato en el efluente, variando entre -0.06 y $0.10 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}\text{):(mg L}^{-1}\text{)}^{-1}$ por cada unidad de concentración del sustrato en el efluente al TRI-FAFS (Maldonado et al., 2023a-c, 2024b). Los valores promedios de k_1 y k_2 obtenidos para el reactor TRI-FAFS está en la proximidad del intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la DBO_5 mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948), por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d^{-1} , por Germain (1966) en el orden 0.045 d^{-1} , por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d^{-1} (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 44) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el DI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y $35 \text{ }^\circ\text{C}$, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d^{-1}); Contrera et al., 2014 ($4.4 \times 10^{-5} \text{ d}^{-1}$); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d^{-1})), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d^{-1}); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d^{-1}); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d^{-1})), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04 , 0.91 d^{-1})) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al.,1997 (3.8 d^{-1})) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b). Con respecto a los reactores aeróbicos (CBR (Tabla 46), FP (Tabla 47)) y anaeróbicos (UASB (Tabla 48)), k_1 y k_2 estimados desde MH No. 6 dio valores promedio para CBR k_1 (0.0003 d^{-1}) y k_2 (15.3 d^{-1}), FP k_1 (0.5068 d^{-1}) y k_2 (0.4 d^{-1}) y UASB k_1 (0.1611 d^{-1}) y k_2 (-4.3 d^{-1}) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), cuyos valores están en correspondencia con los obtenidos para el TRI-FAFS. El coeficiente actividad – temperatura (A) dio valores promedio para TRI-FAFS, A (1.01), CBR A (1.34 , Tabla 46), FP A (1.21 , Tabla 47) y UASB A (1.07 , Tabla 48), cuyos valores dieron en la proximidad con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf & Eddy, 1991, 2003). Así

como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en valores promedio para TRI-FAFS n (0.34), CBR n (-3.26), FP n (-1.05) y UASB n (-0.80) encontrándose en la proximidad de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6 (Maldonado et al. 2020). Específicamete para el TRI-FAFS, los valores de n se encuentran contenidos en el intervalo variando entre -0.57 y 1.27. El coeficiente b que predice un valor umbral para la COV para la ocurrencia de la concentración umbral asociada a K_s dio valores promedio para TRI-FAFS b (588.23 kg m⁻³d⁻¹), CBR b (19.03 kg m⁻³d⁻¹), FP b (176.94 kg m⁻³d⁻¹) y UASB b (932.60 kg m⁻³d⁻¹). En el caso particular del TRI-FAFS, la COV umbral asociada a K_s , implicaría que para un TRH de 18 h, la cocentración de LRS representando a K_s sería de 4.41×10^5 mg L⁻¹, siendo que la concentración del sustrato en el efluente del TRI-FAFS dio valores de DQO variando entre 700 y 2300 mg L⁻¹, este intervalo de valores de S_e comparado con K_s implican que los microorganismos en la biopelícula han alcanzado una condición de fase estacionaria en la curva de crecimiento (Freytez y Márquez, 2021; Freytez et al. 2022, 2023, 2024; Maldonado et al., 2023a,b,2024b). Según Metcalf y Eddy, (1991, 2003), en la fase estacionaria, la población permanece constante. Las razones que se apuntan para la explicación de este fenómeno son las siguientes: (a) las células han agotado el sustrato o los nutrientes necesarios para el crecimiento, y (b) la generación de células nuevas se compensa con la muerte de células viejas. El agotamiento del sustrato y los nutrientes en el TRI-FAFS a pesar de evidenciar un funcionamiento con una eficiencia de remoción de la DQO de alto a muy alto (84 a 95 %) tienen su basamento en la presencia de sustancias inhibitoras y recalitrantes, tales como metales pesados y haluros metálicos (Tabla 44), los cuales han sido comprobados que estuvieron presentes en concentraciones excediendo el límite de la normativa ambiental. Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003), algunos de las situaciones que puedan estar justificando la operación del TRI-FAFS pueden ser debidas a las siguientes hipótesis

- i) La presencia de concentraciones tóxicas del compuesto a ser degradado o de los subproductos de la degradación puede ocasionar disrupciones físicas mayores de las bacterias (Ej., disolución de membranas por disolventes), o crear uniones competitivas de alguna enzima en particular. En estos casos, los procesos físicos como dilución, sorción, precipitación y volatilización, se transforman en mecanismos importantes para el decrecimiento de la concentración de los contaminantes a niveles sub-inhibitorios
- ii) Especificidad restrictiva de las enzimas degradantes, lo que conllevaría a que no se reconozcan algunas rutas metabólicas para aquellos sustratos orgánicos debido a características estructurales que los hacen diferentes de los sustratos normales.

iii) Falta de un nutriente esencial o aceptor de electrones, siendo posible ser subsanado mediante bio-estimulación.

iv) La concentración del compuesto a degradar es muy baja para sustentar una población microbiana viable. En este caso habría que agregar sustratos auxiliares, de tal modo que el compuesto objetivo se degrade como un sustrato secundario. Hay que hacer notar también que podría estar presente un inductor de enzima (que no necesariamente es el sustrato objetivo) a una concentración suficientemente alta como para ser efectiva.

De lo expuesto, el componente de transformación de sustratos asociados al MA No. 3 (Ecuación 147) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del TRI-FAFS.

En el componente del MA No. 3 (Ecuación 147) asociado al primer término del MH No. 4 (Ecuación 148, Tabla 41) para el diseño del reactor TRI-FAFS, el coeficiente de biosorción (f) dio un valor promedio de $0.00004 \text{ m}^3 \text{ d kg}^{-1}$, ($4 \times 10^{-8} \text{ L d mg}^{-1}$). Stack (1957) reportó valores de $f < 10^{-4} \text{ L d mg}^{-1}$ (Maldonado et al., 2023a,b,2024b). El valor estimado de f dio dentro del umbral encontrado por Stack (1957), siendo adecuada la predicción para el proceso de transporte del LRS por sorción hacia el interior de la biopelícula del TRI-FAFS. Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003) la sorción consiste en la división de la sustancia sorbida en fases. En el caso del TRI-FAFS se ha estimado que existirían cerca de 10^{-8} L de LRS por cada mg de biopelícula adherida al medio de soporte de tubos de PVC en el interior del TRI-FAFS, confirmando que la predicción de MA No. 3 (Ecuación 147, Tabla 36) es acertada en cuanto a los límites para sorber sustrato desempeñados por la biopelícula en el TRI-FAFS.

El MA No. 6 (Ecuación 151, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (\text{COV})^{-n} \right] + k_2 \frac{S_i}{(\text{COV}+b)} + m \cdot f \cdot \text{COV} + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp \left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t} \right) \right]$, (Tabla 41) es una combinación de un componente del MH No. 6 con el componente formando parte del MA No. 2 asociado al proceso de transporte por difusión molecular en la dirección vertical (D_{MV}) ajustado según las características físicas de los reactores FAFA-MFS y el MA No. 3 para el TRI-FAFS (Maldonado et al., 2023a,b, 2024). La tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k_1) ha resultado con un valor promedio de 6.09 d^{-1} , variando entre -16.42 y 28.60 d^{-1} (Tabla 41). El valor de k_2 resultó en un valor promedio de $0.0004 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1})\text{: (mg L}^{-1}\text{)}$ ó 0.4 d^{-1} por unidad de sustrato en el efluente, variando entre -0.0010 y $0.0019 \text{ (kg m}^{-3} \text{ d}^{-1})\text{: (mg L}^{-1}\text{)}$ por cada unidad de concentración del sustrato en el efluente al TRI-FAFS

(Maldonado et al., 2023a-c, 2024b). Los valores promedios de k_1 y k_2 obtenidos para el reactor TRI-FAFS está en la proximidad del intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la DBO_5 mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948) por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d^{-1} , por Germain (1966) en el orden 0.045 d^{-1} , por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d^{-1} (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 44) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el DI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y 35 °C, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d^{-1}); Contrera et al., 2014 (4.4×10^{-5} d^{-1}); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d^{-1})), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d^{-1}); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d^{-1}); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d^{-1})), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04, 0.91 d^{-1})) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang et al., 1997 (3.8 d^{-1})) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b). Con respecto a los reactores aeróbicos (CBR (Tabla 46) y FP (Tabla 47)) y anaeróbicos (UASB (Tabla 48)), k_1 y k_2 estimados desde MA No. 6 dio valores promedio para CBR k_1 (0.34 d^{-1}) y k_2 (2.1 d^{-1}), FP k_1 (0.47 d^{-1}) y k_2 30.5 d^{-1} y UASB k_1 (0.6152 d^{-1}) y k_2 (-55.6 d^{-1}) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b), cuyos valores están en correspondencia con los obtenidos para el TRI-FAFS. El coeficiente actividad – temperatura (A) dio valores promedio en el MA No. 6 para TRI-FAFS, A (1.05), CBR A (1.23, Tabla 46), FP A (1.21, Tabla 53) y UASB A (1.70, Tabla 48), cuyos valores dieron en la proximidad con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf y Eddy, 1991, 2003). Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en valores promedio para TRI-FAFS n (-0.09) con un intervalo variando entre -0.77 y 0.57 (Tabla 36), mientras para MA No. 6, CBR n (-0.46), FP n (-1.19) y UASB n (-1.06) encontrándose en la proximidad de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6. En forma específica, este intervalo está contenido dentro del intervalo de valores n de TRI-FAFS (Maldonado et al. 2020). El coeficient b que predice un valor umbral para la COV para la ocurrencia de la concentración umbral asociada a K_s dio valores variando para TRI-FAFS b (214.39.0 a 214.39 $\text{kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$), CBR (-1860.64 a 1860.64 $\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$, Tabla 46), FP (1798.63 a 1798.63 $\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$, Tabla 53), UASB (1075.79 a 1075.79 $\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$, Tabla 54) (Maldonado et al. 2023a,b.2024b). En el caso particular del TRI-FAFS, la COV umbral asociada a K_s , implicaría que para un TRH de 18 h, la cocentración de LRS representando a K_s sería de $1.6 \times 10^5 \text{ mg L}^{-1}$, siendo

que la concentración del sustrato en el efluente del TRI-FAFS dio valores de DQO variando entre 700 y 2300 mg L⁻¹, este intervalo de valores de S_e comparado con K_s implican que los microorganismos en la biopelícula han alcanzado una condición de fase estacionaria en la curva de crecimiento (Freytez y Márquez, 2021; Freytez et al. 2022, 2023, 2024; Maldonado et al. 2023a,b,2024b). Según Metcalf y Eddy, (1991, 2003), en la fase estacionaria, la población permanece constante. Las razones que se apuntan para la explicación de este fenómeno son las siguientes: (a) las células han agotado el sustrato o los nutrientes necesarios para el crecimiento, y (b) la generación de células nuevas se compensa con la muerte de células viejas. El agotamiento del sustrato y los nutrientes en eL TRI-FAFS a pesar de evidenciar un funcionamiento con una eficiencia de remoción de la DQO de alto a muy alto (84 a 95 %) tienen su basamento en la presencia de sustancias inhibitoras y recalitrantes, tales como metales pesados y haluros metálicos (Tabla 44), los cuales han sido comprobados que estuvieron presentes en concentraciones excediendo el límite de la normativa ambiental. Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003), algunos de las situaciones que puedan estar justificando la operación del TRI-FAFS pueden ser debidas a los siguientes aspectos:

- a) La presencia de concentraciones tóxicas del compuesto a ser degradado o de los subproductos de la degradación puede ocasionar disrupciones físicas mayores de las bacterias (Ej., disolución de membranas por disolventes), o crear uniones competitivas de alguna enzima en particular. En estos casos, los procesos físicos como dilución, sorción, precipitación y volatilización, se transforman en mecanismos importantes para el decrecimiento de la concentración de los contaminantes a niveles sub-inhibitorios
- b) Especificidad restrictiva de las enzimas degradantes, lo que conllevaría a que no se reconozcan algunas rutas metabólicas para aquellos sustratos orgánicos debido a características estructurales que los hacen diferentes de los sustratos normales.
- c) Falta de un nutriente esencial o aceptor de electrones, siendo posible ser subsanado mediante bio-estimulación.
- d) La concentración del compuesto a degradar es muy baja para sustentar una población microbiana viable. En este caso habría que agregar sustratos auxiliares, de tal modo que el compuesto objetivo se degrade como un sustrato secundario. Hay que hacer notar también que podría estar presente un inductor de enzima (que no necesariamente es el sustrato objetivo) a una concentración suficientemente alta como para ser efectiva.

De lo expuesto, el componente de transformación de sustratos asociados al MA No. 6 (Ecuación 151) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del TRI-FAFS.

El componente de transporte del MA No. 6 (Ecuación 151, [$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t}\right)$], (Tabla 41) involucra los procesos de biosorción y difusión molecular. En cuanto al transporte por biosorción, el coeficiente de biosorción dio un valor promedio de $0.0062 \text{ m}^3 \text{ d kg}^{-1}$, ($6.2 \times 10^{-6} \text{ L d mg}^{-1}$), variando entre 0.0034 a $0.0091 \text{ m}^3 \text{ d kg}^{-1}$. Stack (1957), Ogbeide (2018) y Cárdenas et al. (2023) reportaron valores de $f < 10^{-4} \text{ L d mg}^{-1}$ (Maldonado et al., 2023a,b,2024b). El valor estimado de f dio dentro del umbral encontrado por Stack (1957), Ogbeide (2018) y Cárdenas et al. (2023), siendo adecuada la predicción para el proceso de transporte del LRS por sorción hacia el interior de la biopelícula del TRI-FAFS. Según Guevara (2016) y Alvarez y Guevara (2003) la sorción consiste en la división de la sustancia sorbida en fases. En el caso del TRI-FAFS se ha estimado que existirían cerca de 10^{-6} L de LRS por cada mg de biopelícula adherida al medio de soporte de tubos de PVC en el interior del TRI-FAFS, confirmando que la predicción de MA No. 6 (Ecuación 151, Tabla 41) es acertada en cuanto a los límites para sorber sustrato desempeñados por la biopelícula en el TRI-FAFS.

El segundo componente de transporte del MA No. 6 (Ecuación 151, [$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t}\right)$], (Tabla 41) basado en la ley de Fick está representado por el coeficiente de difusión molecular vertical (D_{MV}), cuyo valor promedio dio como resultado $0.1801 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$ (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b). Los valores promedios de D_{MV} han sido reportados en los estudios de McCarty y colaboradores para el diseño de los reactores anaeróbicos mostrados en la Tabla 31 (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), para el filtro anaeróbico empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 ($0.6 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Rittman y McCarty, 1980 ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Rittman (1982) ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Liu et al., 1991 ($1.37 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$)), para el filtro anaeróbico de lecho fluidizado (Rittman y McCarty, 1980 ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Rittman, 1982 ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$)) para el reactor anaeróbico separado por baffles en múltiples etapas continuas (Bachmann et al., 1985 ($0.64 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$)), para un río tropical a lo largo de 15 km de la dirección del flujo principal en la interfaz agua-sedimento del lecho del río (Cárdenas et al., 2022, 2023 ((6 a $10 \times 10^7 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$)). Para otros reactores biológicos tratando LRS donde el MA No. 6 ha sido calibrado, los valores de D_{MV} estimados han sido aproximados a los valores de D_{MV} para DI-FAFS, especialmente en el FP, para CBR ($0.72 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$, Tabla 46), FP ($59.40 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$, Tabla

53), UASB (3.02 m² d⁻¹, Tabla 48) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003), la difusión es un proceso a escala molecular que ocasiona esparcimiento del soluto debido al gradiente de concentración y a la moción aleatoria de moléculas. Los resultados ponen en evidencia que la difusión molecular es un proceso cuya magnitud es influenciada por la escala de trabajo bien sea para un diseño experimental o de campo. El componente de transporte d251, Tabla 41) para el diseño del TRI-FAFS en la interfaz LRS-biopelícula resulto comparativamente un valor razonable para el proceso de difusión molecular vertical estimado usando la ley de Fick para el diseño de los reactores anaeróbicos a escala experimental (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023a,b, 2024b).

El **MA No. 7** (Ecuación 153, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (COV)^{-n} \right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MY} t}} \exp \left(\frac{-z^2}{4D_{MY} t} \right) \right]$, (Tabla 41) es una combinación de un componente del MH No. 6 con el componente formando parte del MA No. 2 asociado al proceso de transporte por difusión molecular en la dirección horizontal ajustado según las características físicas de los reactores para el TRI-FAFS (Maldonado et al., 2023a,b, 2024). La tasa de utilización de sustratos por unidad de microorganismos (k_1) ha resultado con un valor promedio de 38.56 d⁻¹, variando entre -114.9 y 192.1 d⁻¹ (Tabla 41). El valor de k_2 resultó en un valor promedio de 0.0004 (kg m⁻³ d⁻¹):(mg L⁻¹) ó 0.4 d⁻¹ por unidad de sustrato en el efluente, variando entre -0.0002 y 0.0010 (kg m⁻³ d⁻¹):(mg L⁻¹) por cada unidad de concentración del sustrato en el efluente al TRI-FAFS (Maldonado et al., 2023a-c, 2024b). Los valores promedios de k_1 y k_2 obtenidos para el reactor TRI-FAFS están en la proximidad del intervalo de los valores estimados para el FP usando como sustrato a la DBO₅ mediante la combinación de la ecuación de Phelps (Phelps, 1944) y la ecuación de Velz (Velz, 1948), por Shulze (1960) correspondiente a 0.22 y 0.33 d⁻¹, por Germain (1966) en el orden 0.045 d⁻¹, por Jhonson y Van Durme (1987) de 0.04 d⁻¹ (Maldonado et al. 2020). En cuanto a los reactores anaeróbicos, de un total de 21 estudios cuyos parámetros fueron estimados usando la ecuación de Monod o modificaciones de ésta (Tabla 44) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), 47 % resultaron en valores de k dentro del intervalo reportado para el DI-FAFS en un intervalo de temperaturas de operación mayormente entre 20 y 35 °C, incluyendo en el ACP (Chen y Hashimoto, 1980 (0.16 a 0.41 d⁻¹); Contrera et al., 2014 (4.4 x 10⁻⁵ d⁻¹); Freytez et al., 2019c, 2020, 2022, 2024 (0.001 a 0.005 d⁻¹)), en el filtro empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 (2.6 d⁻¹); Lindgren, 1983 (0.125 a 0.33 d⁻¹); Viraraghavan y Varadarajan, 1995 (0.18 a 0.46 d⁻¹)), en el UASB (Guiot, 1991 (1.04, 0.91 d⁻¹)) y en el filtro empacado separado en múltiples etapas continuas (Huang

et al.,1997 (3.8 d⁻¹)) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b). Con respecto a los reactores aeróbicos (CBR (Tabla 52) y FP (Tabla 47)) y anaeróbicos (UASB (Tabla 48)), k_1 y k_2 estimados desde MA No. 6 dio valores promedio para CBR k_1 (0.34 d⁻¹) y k_2 (2.1 d⁻¹), FP k_1 (0.47 d⁻¹) y k_2 (31 d⁻¹) y UASB k_1 (0.61 d⁻¹) y k_2 (50 d⁻¹) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), cuyos valores están en correspondencia con los obtenidos para el TRI-FAFS. El coeficiente actividad – temperatura (A) dio valores promedio para TRI-FAFS, A (1.09), CBR A (1.23, Tabla 46), FP A (1.21, Tabla 47) y UASB A (1.70, Tabla 48), cuyos valores dieron en la proximidad con los valores usuales del coeficiente A correspondientes a una variación entre 1.02 y 1.09 (Metcalf y Eddy, 1991, 2003). Así como el exponente n siendo potencia de la COV resultó en valores promedio para TRI-FAFS n (0.39) con un intervalo variando entre -0.32 y 1.14 (Tabla 41), mientras el MA No. 6 para, CBR n (-0.46, Tabla 46), FP n (-1.19, Tabla 47) y UASB n (-1.06, Tabla 48) encontrándose en la proximidad de los intervalos de los valores de n para los reactores aerobios, variando entre 0.48 y 0.6. En forma específica, este intervalo está contenido dentro del intervalo de valores n de TRI-FAFS (Maldonado et al. 2020). El coeficient b que predice un valor umbral para la COV para la ocurrencia de la concentración umbral asociada a K_s dio valores promedio para TRI-FAFS b (106.21 a 106.21 kg m⁻³d⁻¹), mientras el MA No. 6 para CBR (-1860.64 a 1860.64 kg m⁻³ d⁻¹, Tabla 46), FP (1798.63 a 1798.63 kg m⁻³ d⁻¹, Tabla 47), UASB (1075.79 a 1075.79 kg m⁻³ d⁻¹, Tabla48) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b). En el caso particular del TRI-FAFS, la COV umbral asociada a K_s , implicaría que para un TRH de 18 h, la cocentración de LRS representando a K_s sería de 7.9×10^4 mg L⁻¹, siendo que la concentración del sustrato en el efluente del TRI-FAFS dio valores de DQO variando entre 700 y 2300 mg L⁻¹, este intervalo de valores de S_e comparado con K_s implican que los microorganismos en la biopelícula han alcanzado una condición de fase estacionaria en la curva de crecimiento (Freytez y Márquez, 2021; Freytez et al. 2022, 2023, 2024; Maldonado et al. 2023a,b,2024b). Según Metcalf y Eddy, (1991, 2003), en la fase estacionaria, la población permanece constante. Las razones que se apuntan para la explicación de este fenómeno son las siguientes: (a) las células han agotado el sustrato o los nutrientes necesarios para el crecimiento, y (b) la generación de células nuevas se compensa con la muerte de células viejas. El agotamiento del sustrato y los nutrientes en el TRI-FAFS a pesar de evidenciar un funcionamiento con una eficiencia de remoción de la DQO de alta a muy alta (84 a 95 %) tienen su basamento en la presencia de sustancias inhibidoras y recalcitrantes, tales como metales pesados y haluros metálicos (Tabla 44), los cuales han sido comprobados que estuvieron presentes en concentraciones excediendo el límite de la normativa ambiental. Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003),

algunos de las situaciones que puedan estar justificando la operación del TRI-FAFS pueden ser debidas a las siguientes hipótesis:

- a) La presencia de concentraciones tóxicas del compuesto a ser degradado o de los subproductos de la degradación puede ocasionar disrupciones físicas mayores de las bacterias (Ej., disolución de membranas por disolventes), o crear uniones competitivas de alguna enzima en particular. En estos casos, los procesos físicos como dilución, sorción, precipitación y volatilización, se transforman en mecanismos importantes para el decrecimiento de la concentración de los contaminantes a niveles sub-inhibitorios
- b) Especificidad restrictiva de las enzimas degradantes, lo que conllevaría a que no se reconozcan algunas rutas metabólicas para aquellos sustratos orgánicos debido a características estructurales que los hacen diferentes de los sustratos normales.
- c) Falta de un nutriente esencial o aceptor de electrones, siendo posible ser subsanado mediante bio-estimulación.
- d) La concentración del compuesto a degradar es muy baja para sustentar una población microbiana viable. En este caso habría que agregar sustratos auxiliares, de tal modo que el compuesto objetivo se degrade como un sustrato secundario. Hay que hacer notar también que podría estar presente un inductor de enzima (que no necesariamente es el sustrato objetivo) a una concentración suficientemente alta como para ser efectiva.

De lo expuesto, el componente de transformación de sustratos asociados al MA No. 7 (Ecuación 152, Tabla 41) es un predictor satisfactorio de la DQO en el efluente o la relación S_e/S_i del TRI-FAFS

El componente de transporte del MA No. 7 (Ecuación 153,

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (COV)^{-n} \right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MV}t}} \exp \left(\frac{-z^2}{4D_{MV}t} \right) \right], \quad (\text{Tabla } 41)$$

involucra los procesos de biosorción y difusión molecular. En cuanto al transporte por biosorción, el coeficiente de biosorción dio un valor promedio de $0.004 \text{ m}^3 \text{ d kg}^{-1}$, ($4 \times 10^{-6} \text{ L d mg}^{-1}$), variando entre -0.001 a $0.01 \text{ m}^3 \text{ d kg}^{-1}$. Stack (1957), Ogbeide (2018) y Cárdenas et al. (2023) reportaron valores de $f < 10^{-4} \text{ L d mg}^{-1}$ (Maldonado et al., 2023a,b,2024b). El valor estimado de f dio dentro del umbral encontrado por Stack (1957), Ogbeide (2018) y Cárdenas et al. (2023), siendo adecuada la predicción para el proceso de transporte del LRS por sorción hacia el interior de la biopelícula del DI-FAFS. Según Guevara (2016) y Alvarez y Guevara (2003) la sorción consiste en la división de

la sustancia sorbida en fases. En el caso del TRI-FAFS se ha estimado que existirían cerca de 10^{-6} L de LRS por cada mg de biopelícula adherida al medio de soporte de tubos de PVC en el interior del TRI-FAFS, confirmando que la predicción de MA No. 7 (Ecuación 153, Tabla 36) es acertada en cuanto a los límites para sorber sustrato desempeñados por la biopelícula en el TRI-FAFS.

El segundo componente de transporte basado en la ley de Fick está representado por el coeficiente de difusión molecular horizontal (D_{MH}), cuyo valor promedio dio como resultado $18.46 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$ (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b). Los valores promedios de D_{MH} han sido reportados en los estudios de McCarty y colaboradores para el diseño de los reactores anaeróbicos mostrados en la Tabla 31 (Maldonado et al., 2023a,b,2024b), para el filtro anaeróbico empacado de flujo ascendente (Williamson y McCarty, 1976 ($0.6 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Rittman y McCarty, 1980 ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Rittman (1982) ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Liu et al., 1991 ($1.37 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$)), para el filtro anaeróbico de lecho fluidizado (Rittman y McCarty, 1980 ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$); Rittman, 1982 ($1.09 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$)) para el reactor anaeróbico separado por baffles en múltiples etapas continuas (Bachmann et al., 1985 ($0.64 \text{ cm}^2 \text{ d}^{-1}$)), para un río tropical a lo largo del de la dirección del flujo principal en la interfaz agua-sedimento del lecho del río (Cárdenas et al., 2022, 2023 (($6 \text{ a } 10 \times 10^7 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$)). Para otros reactores biológicos tratando LRS donde el MA No. 7 ha sido calibrado, los valores de D_{MV} estimados han sido aproximados a los valores de D_{MH} para TRI-FAFS, para CBR ($59.40 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$, Tabla 46), FP ($59.40 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$, Tabla 47), UASB ($3.02 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$, Tabla 48) (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003), la difusión es un proceso a escala molecular que ocasiona esparcimiento del soluto debido al gradiente de concentración y a la moción aleatoria de moléculas. Los resultados ponen en evidencia que la difusión molecular es un proceso cuya magnitud es influenciada por la escala de trabajo bien sea para un diseño experimental o de campo. El componente de transporte del MA No. 7 (Ecuación 152, Tabla 39) para el diseño del DI-FAFS en la interfaz LRS-biopelícula resultó comparativamente un valor razonable para el proceso de difusión molecular vertical estimado usando la ley de Fick para el diseño de los reactores anaeróbicos a escala experimental (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023a,b, 2024b).

Tabla 44

Características comparativas de la calibración de los MH y los MA para el diseño de los filtros aeróbicos y anaeróbicos

Categori- zación	Reactor	Invest.	Modelo	Tipo de med. Emp.y tamaño (mm)	Tipo de sustrato orgánico	Temp. (°C)	k (d ⁻¹)	Ks (mg L ⁻¹)	D _{Mh} (cm ² d ⁻¹)	D _{Mv} (cm ² d ⁻¹)	A
Sistema de Crecimie nto Suspendi do (SGS)	(ACP)	Lawrence y McCarty (1969)	Monod	(NA)	Conc. acetato. 1568 mg L ⁻¹	35	12.3	207			
					Conc. acetato. 3135 mg L ⁻¹	35	9.6	166			
					Conc. acetato 3135 mg L ⁻¹	30	4.8	333			
					Conc. acetato 3135 mg/L	25	4.7	869			
		Lorenzo (1971)	Monod	(NA)	Acético, Propiónico, Butírico	30	5	930			
						25	5.1	356			
		Chen y Hashimoto (1980)	Monod	(NA)	Estiércol	32,5	0.411				
					Lodo	35	0.467				
					Lodo	25	0.229				
					Lodo	20	0.163				
		Contrera (2014)	(Ec. Monod mod.)	(NA)	LRS (DQO:11000 mg/L)	25	4.40x10 ⁻⁵				1.07
							4.75x10 ⁻⁵				1.09
		Freytez et al., (2019c, 2020, 2022, 2024)	Monod	(NA)	Curtiduría: DQO:1500 mg L ⁻¹	25	0.001	621			
							0.005	583			
							0.003	663			
		Limonti et al., (2023)	Monod	(NA)	LRS DQO: 54000 mg L ⁻¹	37	507-1097 mg/L/hor a	1702- 2359			
Sistema de crecimien to adjunto (AGS)	(UPF)	Williamson y McCarty (1976)	Monod	roca cuarcita lisa (25-38)	Glucosa	20	2.6		0.6		
		Rittman McCarty (1980) Rittman (1982)	Monod, ley de Fick	roca cuarcita lisa (25-38)	Org.	20	10	3.2	1.09		
		Lindgren, (1983)	Monod	Poliuretano (2,5)	Sintético: proteína- carbohidrato	20-35	0.333	3200			
						20-35	0,125	250			
		Liu y otros (1991)	Monod, ley de Fick	Gravas (2,38-4,76)	Lixiviado sintético simulando	35	8.7	50	1.37		
		Viraraghavan y Varadarajan (1995)	Monod, ley de Fick	Anillos plásticos (50)	Séptico	5,10, 20	0,22, 0,27, 0,31	448,454, 500			
				Anillos plásticos (50)	Lácteos	12.5,21, 30	0,18, 0,19, 0,24	1204, 1250, 1818.			
				Sillines cerámicos (6,35)	Suero	16,20,26, 30	0,46, 0,25, 0,24	1000, 667, 645			
		Timur, (1997)	Monod	Anillos de plástico (5/8 pulg.)	LRS (14900 - 19980 mg/L)	35	0,45-1,5	1350- 1450			
		Sudibyo et al., (2017)	Ec. Contois (Ec. de Monod mod.)	Zeolita (150- 350 g/g DQO)	Lixiviados de vertedero, DQO: 2700 mg/L	No especifica do	12.71 - 14.25				
		Seid- mohammadi et al., 2021	Monod	Material de cuarzo/gránulo s aeróbicos	Lixiviado de vertedero, DQO: 40456 mg/L	20-26°C	7,96	239,48			
	(UAFB)	Rittman y McCarty, (1980) Rittman	Monod, ley de Fick	Arena	Orgánico	20	10	3.2	1.09		

		(1982)									
	Cama expandida de flujo ascendente (UEB)	Gourdon y otros (1989)	Monod	Granos de vermiculita expandida térmicamente (3-4)	Concentración de acetato: [1000, 3000, 5000, 10000, 15000, 20000] mg/L	35	11.76	21200			
Reactor híbrido (SGS- AGS)	(UASB)	Guiot, (1991)	Monod	Lecho de lodos granulares y anillos de plástico.	Residuos de azúcar sintético soluble al 1%.	25	1,04, 0,91	910, 1640			
	SBR	Freytez et al. (2019c)	Monod	Lodo granular	Curtiduría: DQO: 4000-5466 mg/L	25	4.69	699			
Sistema de etapas múltiples (MSS)	(ABR- CMS)	Bachman et al. (1985)	Monod, ley de Fick	Ca(OH) ₂	Acetato	35	8.1	200	0.64		
	(UPF- CMS)	Huang y otros (1997)	Monod	anillo raschig	concentración de acetato; 3000- 6000 mg/L	35	3.8	647			
				anillo raschig							
				bola de viento							
	DI-FAFS	Maldonado et al., (2019, 2020)	Monod	Diám.tubo PVC 6,35 mm	Lixiviado de vertedero	20, 27, 34	16	1245	0,72-0,88	0,29-0,91 x10 ⁻⁴	
	TRI- FAFS					20, 27, 34	1,56	139	15-17	0,22- 23x10 ⁻⁴	
		Cárdenas et al., (2019)	Ley de Fick						(8-10) x 10 ⁻⁷		

Fuente: Maldonado et al. (2023a,b.20)

Tabla 45

Coefficientes cinéticos de los MH y los MA comparativos en atenuación natural, reactores aeróbios y anaeróbicos

Nº Generación	Categorización	Reactor	Investigadores	Modelo	Tipo de sustrato orgánico	k (mg mg ⁻¹ d ⁻¹)	Ks (mg L ⁻¹)	D _{max} (cm ² d ⁻¹)	D ₅₀ (m ² d ⁻¹)	f (L d kg ⁻¹)
	Sistema de crecimiento adherido	Filtro percolador	Stack (1957)	Stack (1957)	Industrial					>100
1	Sistema de crecimiento suspendido	Proceso de contacto anaeróbico (ACP)	Lawrence y McCarty (1969)	Monod	Concent acetato 1568 mg/L	12.3	207			
					Concentración de acetato 3135 mg/L	9.6	166			
					Concent. acetato 3135 mg/L	4.8	333			
					Concent. acetato 3135 mg/L	4.7	869			
			Lawrence (1971)	Monod	Acético, propiónico, butírico	5	930			
						5.1	356			
			Chen y Hashimoto (1980)	Monod	Estiércol	0.411				
					Lodo	0.467				
					Lodo	0.229				
					Lodo	0.163				
			Freytez y otros, (2019c)	Monod	Curtiduría: DQO: 1500 mg/L	0.001	621			
2	Sistema de crecimiento adherido	Filtro de flujo ascendente (UPF)	Williamson y McCarty (1976)	Monod	Glucosa	2.6		0.6		
			Rittman y McCarty, (1980) Rittman (1982)	Monod, Ley de Fick	Orgánico	10	3.2	1.09		
			Lindgren, (1983)	Monod	Sintético: proteína-carbohidrato	0.333	3200			
						0.125	250			
			Liu y otros (1991)	Monod, Ley de Fick	Lixiviado sintético	8.7	50	1.37		
						0.22, 0.27, 0.31	448.454, 500			
			Viraraghavan y Varadarajan (1995)	Monod, Ley de Fick	Lácteos	0.18, 0.19, 0.24	1204, 1250, 1818.			
						Suero	0.46, 0.25, 0.24	1000, 667, 645		
			Rittman y McCarty, (1980) Rittman (1982)	Monod, Ley de Fick	Orgánico	10	3.2	1.09		
			Gourdon y otros (1989)	Monod	Concentración de acetato: [1000, 3000, 5000, 10000, 15000, 20000] mg/L	11.76	21200			
3	Reactor híbrido (SGS-AGS)	Manto de lodos anaeróbicos de flujo ascendente (UASB)	Guiot, (1991)	Monod	Residuos de azúcar sintéticos solubles al 1%	1.04, 0.91	910, 1640			
		Reactor de lotes secuencial: anaeróbico-oxico	Freytez y otros (2019c)	Monod	Curtiduría: DQO: 4000-5466 mg/L	4.69	699			
4	Sistema de múltiples etapas (MSS)	Reactor anaeróbico separado por baffles de múltiples etapas continuas (ABR-CMS)	Bachmann y otros (1985)	Monod, Ley de Fick	Acetato	8.1	200	0.64		
		Filtro de flujo ascendente de múltiples etapas continuas (UPF-CMS)	Huang y otros (1997)	Monod	Concentración de acetato: 3000-6000 mg/L	3.8	647			
		Filtro anaeróbico de flujo ascendente de dos etapas separadas (UAF-2SS)	Maldonado et al., (2019, 2020); Márquez et al., (2021)	Monod	Lixiviado de vertedero	16	1245	0.5-0.94	0.31-1.52	
		Filtro anaeróbico de flujo ascendente de tres etapas separadas (UAF-3SS)				1.56	139	4-26	0.18-0.26	
			Cárdenas et al., (2022)	Ley de Fick				(6-10) x 10 ⁻⁷		
5	Atenuación natural		Cárdenas et al., (2022)		op'-DDT, pp'-DDD					<100
	Atenuación natural		Cárdenas et al., (2022)		pp'-DDT, op'-DDE, pp'-DDE, Aldrin, Dieldrin, Endrin					>100
	Atenuación natural		Ogbeide y otros, (2018)		pp'-DDT, op'-DDE, pp'-DDE, Aldrin, Dieldrin, Endrin					<100

Fuente: Maldonado et al. (2023a,b).

Tabla 46

Características comparativas de la calibración de los MH y los MA para el diseño de CBR.

React.	M No.	Ec. No.	Par.	Prom.	Und.	Error Est.	Min.	Máx.	Ref.
CBR	MH2	(114)* (116)*	k_1	0.37	d^{-1}	0.33	-0.34	1.08	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
			A	1.35		0.16	0.99	1.70	
			n	-0.31		0.32	-0.99	0.37	
	MH5	(127)	$r_{m,s}$	23.66	$mg\ L^{-1}h^{-1}$	6.48	9.65	37.67	Maldonado et al. 2024a-c
			K_s	-483.77	$mg\ L^{-1}$	26.02	-540.00	-427.53	
		(130)	$r_{m,s}$	15.18	$mg\ L^{-1}h^{-1}$	6.90	-0.02	30.38	
			K_s	-495.24	$mg\ L^{-1}$	31.08	-563.65	-426.83	
	MH6	(131)* (132)*	k_1	10.23	d^{-1}	3531.7	-7619.55	7640.02	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
			A	7.24		1277.16	-2751.9	2766.39	
		N		-0.76		0.94	-2.80	1.26	
			k_2	-4.0×10^{-3}	d^{-1}	2.0×10^{-3}	-9.0×10^{-3}	4.7×10^{-4}	
			b	0.82	$kg\ m^3 d^{-1}$	5.45	-10.26	13.4862	
	MA3	(146)* (147)*	k_1	3.0×10^{-4}	d^{-1}	0.01	-0.02	0.0269	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
			A	1.34		2.98	-5.23	7.9207	
		N		-3.26		0.54	-4.47	-2.0600	
			k_2	0.01	$(kg\ m^3 d^{-1}) :$ $(mg\ L^{-1})$	2.51	-5.51	5.5422	
		b		19.03	$kg\ m^3 d^{-1}$	3429.41	-7529.08	7567.14	
			M	16.95		894.14	-1951.04	1984.96	
			F	3.0×10^{-3}	$m^3 d\ kg^{-1}$	0.00	3.0×10^{-3}	3.0×10^{-3}	
	MA4	(148)*	k_1	0.34	d^{-1}	22.37	-48.41	49.09	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
	MA5	(149)*	A	1.23		0.34	0.48	1.99	
			N	-0.46		22.55	-49.59	48.67	
			k_2	2.0×10^{-3}	$(kg\ m^3 d^{-1}) :$ $(mg\ L^{-1})$	1.19	-2.59	2.59	
			b	-3.02	$kg\ m^3 d^{-1}$	852.58	-1860.64	1854.59	
			D_M	0.72	$m^2 d^{-1}$	479.26	-1043.51	1044.95	

Nota. *Ecuaciones aplicadas a reactores diferentes a FAFA-MFS tienen exponentes x y y iguales a cero. Fuente: Maldonado et al. (2023a,b.2024b).

Tabla 47

Características comparativas de la calibración de los MH y los MA para el diseño del FP

React.	M No.	Ec. No.	Par	Prom.	Und.	Error Est.	Min.	Máx.	Ref.
FP	MH2	(114)* (116)*	k_1	0.65	d^{-1}	0.15	0.32	0.97	Maldonado et al. 2023a,b.2024 b
			A	1.10		0.08	0.91	1.29	
			n	-0.45		0.13	-0.75	-0.16	
	MH5	(127)	$r_{m,s}$	2856.7	$mg\ L^{-1}h^{-1}$	11389.6	-21749.1	27462.5	Maldonado et al. 2024a-c
			K_s	8379.5	$mg\ L^{-1}$	36010.0	-69415.5	86174.5	
		(130)	$r_{m,s}$	5112.83	$mg\ L^{-1}h^{-1}$	56116.8	-117156.0	127381.0	
			K_s	15190.2	$mg\ L^{-1}$	174094.0	-364128.0	394509.0	
			A	1.08	-	0.07	0.91	1.26	
	MH6	(131)* (132)*	k_1	0.66	d^{-1}	27.12	-58.04	59.37	Maldonado et al. 2023a,b.2024 b
			A	1.93		1.40	-1.09	4.96	
		n	-2.30		41.30	-91.54	86.93		
		k_2^*	-6.0×10^{-4}	$(kg\ m^{-3}\ d^{-1}) :$ $(mg\ L^{-1})$	1.0×10^{-4}	-9.0×10^{-4}	-3.0×10^{-4}		
		b	-0.65	$kg\ m^{-3}d^{-1}$	1.00	-2.82	1.50		
	MA3	(146)* (147)*	k_1	0.50	d^{-1}	0.22	0.01	0.99	Maldonado et al. 2023a,b.2024 b
			A	1.20		0.15	0.87	1.54	
		n	-1.05		0.46	-2.08	-0.03		
		k_2^*	4.0×10^{-4}	$(kg\ m^{-3}\ d^{-1}) :$ $(mg\ L^{-1})$	5.0×10^{-3}	-0.01	0.01		
		b	176.94	$kg\ m^{-3}d^{-1}$	3.23×10^{-8}	176.9	176.94		
		m	-5.33		3.0×10^{-5}	-5.33	-5.33		
		f	-5.0×10^{-3}	$m^3\ d\ kg^{-1}$	0.03	-0.07	0.02		
	MA6 MA7	(150-153)*	k_1	0.47	d^{-1}	0.49	-1.64	2.58	Maldonado et al. 2023a,b.2024 b
			A	1.21		0.34	-0.27	2.69	
			n	-1.19		1.04	-5.67	3.27	
			k_2	0.03	$(kg\ m^{-3}\ d^{-1}) :$ $(mg\ L^{-1})$	0.10	-0.41	0.47	
			b	1798.63	$kg\ m^{-3}d^{-1}$	1.70×10^{-9}	1798.63	1798.63	
			m	59.4		4.5×10^{-7}	59.4	59.4	
			f	5.9×10^{-4}	$m^3\ d\ kg^{-1}$	0.04	-0.19	0.19	
			D_{M_1}	5.4×10^3	$m^2\ d^{-1}$	1.6×10^{-8}	5.4×10^3	5.4×10^3	

Nota. *Ecuaciones aplicadas a reactores diferentes a FAFA-MFS tienen exponentes x y y iguales a cero. Fuente: Maldonado et al. (2023a,b.2024b).

Tabla 48

Características comparativas de la calibración de los MH y los MA para el diseño del UASB.

React.	M No.	Ec. No.	Par.	Prom.	Und.	Error Est.	Mín.	Máx.	Ref.
UASB	MH2	(114)* (116)*	k_1	0.03	d^{-1}	0.02	-0.03	0.11	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
			A	1.11		0.05	0.96	1.25	
			n	-1.34		0.23	-2.08	-0.59	
	MH5	(127)	$r_{m,s}$	247.44	$mg\ L^{-1}h^{-1}$	36.40	170.94	323.93	Maldonado et al. 2024a-c
			K_s	-743.89	$mg\ L^{-1}$	104.87	-964.22	-523.56	
		(130)	$r_{m,s}$	254.23	$mg\ L^{-1}h^{-1}$	37.79	171.04	337.41	
			K_s	-787.52	$mg\ L^{-1}$	99.16	-1005.8	-569.25	
			A	1.05	-	0.05	0.93	1.16	
	MH6	(131)*	k_1	1.7×10^{-3}	d^{-1}	0.01	-0.03	0.04	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
			A	1.23		0.43	0.30	2.17	
		(132)*	N	-2.93		0.56	-4.15	-1.72	
			k_2	-7.0×10^{-4}	$(kg\ m^{-3}\ d^{-1}) :$ $(mg\ L^{-1})$	1.0×10^{-3}	-3.7×10^{-3}	2.2×10^{-3}	
			B	1.98	$kg\ m^{-3}d^{-1}$	35.14	-73.93	77.90	
					d^{-1}				
	MA3	(146)*	k_1	0.16		1.17	-2.43	2.75	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
			A	1.07		0.09	0.85	1.29	
		(147)*	N	-0.80		3.53	-8.57	6.96	
			k_2	-4.3×10^{-3}	$(kg\ m^{-3}\ d^{-1}) :$ $(mg\ L^{-1})$	0.13	-0.29	0.29	
			B	932.60	$kg\ m^{-3}d^{-1}$	4.76×10^{-9}	932.6	932.6	
			M	0.02		2.0×10^{-6}	0.02	0.02	
			F	2.0×10^{-5}	$m^3\ d\ kg^{-1}$	2.6×10^{-3}	-5.7×10^{-3}	5.7×10^{-3}	
	MA6 MA7	(150-153)*	k_1	0.61	d^{-1}	9.13	-19.73	20.96	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
			A	1.70		1.34	-1.28	4.69	
			N	-1.06		5.43	-13.17	11.05	
			k_2	0.05	$(kg\ m^{-3}\ d^{-1}) :$ $(mg\ L^{-1})$	7.1×10^{-3}	0.03	0.07	
			B	1075.79	$kg\ m^{-3}d^{-1}$	1.55×10^{-7}	1075.79	1075.79	
			M	50.81	$m^2\ d^{-1}$	8.6×10^{-5}	50.87	50.87	
			F	5.0×10^{-4}		8.62	-19.21	19.21	
			D_M	3.02		1.5×10^{-5}	3.02	3.02	

Nota. *Ecuaciones aplicadas a reactores diferentes a FAFA-MFS tienen exponentes x y y iguales a cero. Fuente: Maldonado et al. (2023a,b.2024b).

Validación de los Modelos Híbridos y Acoplados para el Diseño de los FAFA-MFS en la Remoción de Materia Orgánica de los Lixiviados de Relleno Sanitario.

Validación de los MH para el Diseño de los Reactores DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS

En la Tabla 49 se presentan los resultados de los parámetros de ajuste estadístico en la etapa de la validación de cada uno de los seis MH para el diseño de los reactores DI-FAFS conteniendo como parámetros estadísticos para juzgar la prueba de los seis MH con un conjunto de datos diferentes a aquéllos usados en la etapa de la calibración descrita en la respuesta al objetivo No. 4. Los parámetros estadísticos empleados en la etapa de la validación de los seis MH para el diseño de los reactores DI-FAFS abarcan los parámetros dentro de la estructura matemática de cada ecuación (p), el número de datos usados en la etapa de la calibración (n_1), el número de datos usados en la etapa de la validación (n_2), el error cuadrático medio en la etapa de la calibración (ECMc), el error cuadrático medio en la etapa de la validación (ECMv), el error medio absoluto en la etapa de la validación (EMAv), el error medio en la etapa de la validación (EMv), el grado de libertad (GL), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el

parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la validación (F_{0v}), el estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$). Según Gutierrez y De La Vara (2008), la hipótesis global más importante sobre un modelo de regresión múltiple consiste en ver si la regresión es significativa. Esto se logra probando la siguiente hipótesis, previamente descrita en el Capítulo III (Ecuaciones 75-78):

$$H_0: \beta_1 = \beta_2 = \beta_3 = \dots \beta_{GL}$$

$$H_A: \beta_j \neq 0 \dots \text{para al menos un } j = 1, 2, 3 \dots GL$$

Aceptar H_0 implica que ningún término o variable tiene una contribución significativa al explicar la variable de respuesta, Y . H_0 implica que por lo menos un término en el modelo contribuye de manera significativa a explicar Y . El procedimiento para probar esta hipótesis implica descomponer la suma total de cuadrados en la suma de cuadrados de regresión y en la suma de cuadrados del error. Luego, es natural que el estadístico de prueba para la significancia del modelo de regresión múltiple esté dado por la etapa de la validación (F_{0v}), el estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) (Gutierrez y De La Vara, 2008):

$$F_0 = \frac{SC_E/GL}{SC_E/n - GL - 1} = \frac{CME_R}{CME_E}$$

que bajo H_0 tiene una distribución $F_{GL,n-GL-1}$. Así, se rechaza H_0 si $F_0 > F_{GL,n-GL-1}$

En el **MH No. 1** (Ecuación 109, $\left[\frac{s_e}{s_i} = \exp\left[-k\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (\text{cov})^{-n}\right]\right]$, (Tabla 49) (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 109 fue tres. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 8.83×10^4 y 1.97×10^5 , respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 378.1 y 89.12. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (117.5) y F_{0v} (52.56) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1} = 3.34$), confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 1 (Ecuación 109) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. En la Figura 1A (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c,2023b), se observa de manera genérica una tendencia lineal adecuada entre las estimaciones del MH No. 1 (Ecuación 109) y las observaciones en el DI-FAFS, usando una escala logarítmica donde, a medida que el tiempo de contacto aumenta (COV^{-n}), en consecuencia, la DQO remanente disminuye por efecto de las reacciones ocurridas por la acción

biológica usando un metabolismo anaerobio ejercido para temperaturas variando entre 20 y 34 °C. En la Figura 3A (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c,2023b) y Figura 4A (Maldonado et al. 2022a-c, 2023b) se observa la forma gráfica de la validación mediante la cual, (1) los valores observados (Se observados) contra los valores estimados (Se estimados) en mg L^{-1} mostraron una aproximación cercana a la relación 1:1 y se dispersaron de forma aleatoria en correspondencia con la representación lineal (Figuras 3Aa, 4Aa) (Gutiérrez y De la Vara, 2008). (2) El error estándar no superó dos desviaciones, se distribuyó aleatoriamente confirmando un tipo de varianza tendiendo a ser constante para los valores estimados de la variable de respuesta Se, indicando un ajuste aceptable de la predicción (Figuras 3Ac, 4Ac). (3) La autocorrelación de errores no fue significativa (< 0.2), existiendo independencia en la serie de observaciones experimentales en k periodos (Figuras 4Ae). (3) Los residuos se ajustaron satisfactoriamente a la función de distribución de probabilidad normal, siendo evidenciado por la mínima desviación de los puntos representando a los errores estándar con respecto a la línea recta (Figuras 3Ad, 4Ag) (Gutiérrez y De la Vara, 2008).

Un patrón similar de resultados es mostrado en la Tabla 5A (Anexo 12) siendo encontrados en el ajuste del MH No. 1 (Ecuación 109) a las observaciones de la variable de respuesta para datos aleatorizados (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)) En el **MH No. 1** (Ecuación 109) (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 109 fue tres. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 20. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 7. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 104648 y 228071, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 436.70 y -299.51. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (113.59) y F_{0v} (52.12) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.24, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 1 (Ecuación 109) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS

En el **MH No. 2** (Ecuación 113, $[\frac{S_e}{S_i} = \exp[-k(A)^T(\frac{D_1}{D_2})^x(\text{COV})^{-n}]]$, (Tabla 49) (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 113 fue cuatro. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 2.79×10^4 y 3.28×10^4 , respectivamente. Los errores EMA y EM dieron en el orden de 10^1 y 10^2 , siendo diez veces menores que la concentración de entrada al DI-FAFS. Los estadísticos de prueba F_0 ,

representados por F_{0c} (248) y F_{0v} (211) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.03, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 2 (Ecuación 113) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En la Figura 1A (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c,2023b), se observa una tendencia lineal adecuada entre las estimaciones del MH No. 2 (Ecuación 113) y las observaciones en el DI-FAFS, usando una escala logarítmica, donde medida que el tiempo de contacto aumenta (COV^n), en consecuencia, la DQO remanente disminuya por efecto de las reacciones ocurridas por la acción biológica usando un metabolismo anaerobio ejercido para temperaturas variando entre 20 y 34 °C. En la Figura 4A, Anexo 12 (Maldonado et al. 2022a-c, 2023b) se observa la forma gráfica de la validación mediante la cual (1) los valores observados (Se observados) contra los valores estimados (Se estimados) en $mg\ L^{-1}$ mostraron una aproximación cercana a la relación 1:1 y se dispersaron de forma aleatoria en correspondencia con la representación lineal (Figura 4Aa) (Gutiérrez y De la Vara, 2008). (2) El error estándar no superó dos desviaciones, se distribuyó aleatoriamente confirmando un tipo de varianza tendiendo a ser constante para los valores estimados de la variable de respuesta Se, indicando un ajuste aceptable de la predicción (Figura 4Ac). (3) La autocorrelación de errores no fue significativa (< 0.2), existiendo independencia en la serie de observaciones experimentales en k periodos (Figuras 4Ae). (3) Los residuos se ajustaron satisfactoriamente a la función de distribución de probabilidad normal, siendo evidenciado por la mínima desviación de los puntos representando a los errores estándar con respecto a la línea recta (Figura 4Ag) (Gutiérrez y De la Vara, 2008).

Un patrón similar de resultados es mostrado en la Tabla 5A (Anexo 12) siendo encontrados en el ajuste del **MH No. 2** (Ecuación 113) a las observaciones de la variable de respuesta para datos aleatorizados (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b), En el MH No. 2 (Ecuación 113) (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 113 fue cuatro. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 57018.8 y 21715.5, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 118.8 y 113.3. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (144.72) y F_{0v} (380) dieron valores mayores estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.18, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 2 (Ecuación 113) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En el **MH No. 2** (Ecuación 114, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right]\right]$, (Tabla 49) (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 114 fue cuatro. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 19. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 8. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 5.7×10^4 y 1.28×10^3 , respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 66.35 y 52.38. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (151.34) y F_{0v} (968.98) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.11, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 2 (Ecuación 114) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. En la Figura 1A (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c,2023b), se observa una tendencia lineal adecuada entre las estimaciones del MH No. 2 (Ecuación 114) y las observaciones en el DI-FAFS, usando una escala logarítmica, donde medida que el tiempo de contacto aumenta (COV^{-n}), en consecuencia, la DQO remanente disminuya por efecto de las reacciones ocurridas por la acción biológica usando un metabolismo anaerobio ejercido para temperaturas variando entre 20 y 34 °C. En la Figura 4A (Maldonado et al. 2022a-c, 2023b) se observa la forma gráfica de la validación mediante la cual (1) los valores observados (Se observados) contra los valores estimados (Se estimados) en $mg L^{-1}$ mostraron una aproximación cercana a la relación 1:1 y se dispersaron de forma aleatoria en correspondencia con la representación lineal (Figura 4Aa) (Gutiérrez y De la Vara, 2008). (2) El error estándar no superó dos desviaciones, se distribuyó aleatoriamente confirmando un tipo de varianza tendiendo a ser constante para los valores estimados de la variable de respuesta Se, indicando un ajuste aceptable de la predicción (Figura 4Ac). (3) La autocorrelación de errores no fue significativa (< 0.2), existiendo independencia en la serie de observaciones experimentales en k periodos (Figuras 4Ae). (3) Los residuos se ajustaron satisfactoriamente a la función de distribución de probabilidad normal, siendo evidenciado por la mínima desviación de los puntos representando a los errores estándar con respecto a la línea recta (Figura 4Ag) (Gutiérrez y De la Vara, 2008).

Un patrón similar de resultados es mostrado en la Tabla 5A (Anexo III) siendo encontrados en el ajuste del MH No. 2 (Ecuación 114, Tabla 49) a las observaciones de la variable de respuesta para datos aleatorizados (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b), En el MH No. 2 (Ecuación 114) (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 114 fue cuatro. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 19. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 8. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 31021.2 y 63885.5, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron

199.75 y -112.55. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (260.16) y F_{0v} (126.32) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.11, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 2 (Ecuación 114) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

Un patrón similar de resultados es mostrado en la Tabla 5A (Anexo III) siendo encontrados en el ajuste del MH No. 2 (Ecuación 114) a las observaciones de la variable de respuesta para datos aleatorizados (Maldonado et al., 2023a-c, 2024b), En el MH No. 2 (Maldonado et al., 2023a-c, 2024b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 114 fue cuatro. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 0.005 y 0.008, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 0.07 y -0.01. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (206.68) y F_{0v} (138.05) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.18, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 2 (Ecuación 114) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En el **MH No. 3** (Ecuación 118, $[\frac{S_e}{S_i} = \exp[-k(\frac{p_1}{b_2})^x (s_{a1})^m (s_{a2})^p (COV)^{-n}]]$, (Tabla 49) (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 118 fue cinco. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 1.16×10^5 y 2.29×10^5 , respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 379.93 y -35.29. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (53.43) y F_{0v} (27.01) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.11, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 3 (Ecuación 118) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. En la Figura 1A (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c,2023b), se observa una tendencia lineal adecuada entre las estimaciones del MH No. 3 (Ecuación 118) y las observaciones en el DI-FAFS, usando una escala logarítmica, donde medida que el tiempo de contacto aumenta (COV^{-n}), en consecuencia, la DQO remanente disminuya por efecto de las reacciones ocurridas por la acción biológica usando un metabolismo anaerobio ejercido para temperaturas variando entre 20 y 34 °C. En la Figura 4A (Maldonado et al. 2022a-c, 2023b) se observa la forma

gráfica de la validación mediante la cual (1) los valores observados (Se observados) contra los valores estimados (Se estimados) en mg L^{-1} mostraron una aproximación cercana a la relación 1:1 y se dispersaron de forma aleatoria en correspondencia con la representación lineal (Figura 4Aa) (Gutiérrez y De la Vara, 2008). (2) El error estándar no superó dos desviaciones, se distribuyó aleatoriamente confirmando un tipo de varianza tendiendo a ser constante para los valores estimados de la variable de respuesta Se, indicando un ajuste aceptable de la predicción (Figura 4Ac). (3) La autocorrelación de errores no fue significativa (< 0.2), existiendo independencia en la serie de observaciones experimentales en k periodos (Figuras 4Ae). (3) Los residuos se ajustaron satisfactoriamente a la función de distribución de probabilidad normal, siendo evidenciado por la mínima desviación de los puntos representando a los errores estándar con respecto a la línea recta (Figura 4Ag) (Gutiérrez y De la Vara, 2008).

Un patrón similar de resultados es mostrado en la Tabla 5A (Anexo III) siendo encontrados en el ajuste del MH No. 3 (Ecuación 118) a las observaciones de la variable de respuesta para datos aleatorizados (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b) En el MH No. 3 (Ecuación 118) (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b), el número de parámetros fue cinco. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 23. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 4. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 116330 y 204857, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 346.75 y 67.66. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (66.12) y F_{0v} (37.54) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 2.85, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 3 (Ecuación 118) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En el **MH No. 4** (Ecuación 123, $[R = \frac{S_e}{S_t} = [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)]]$, (Tabla 49) (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 118 fue dos. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 17. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 10. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 0.015 y 0.031, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 0.15 y 0.08. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (114.2) y F_{0v} (57.43) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.81, confirmando la significancia estadística de

los parámetros dentro del MH No. 4 (Ecuación 123) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

El **MH No. 5** (Ecuación 127, $[r_s = \frac{ds}{dt} = -r_{m,s} \frac{S_e}{(S_e + K_s)}]$, (Tabla 49) ha sido la representación de ecuaciones para estimar las tasas metabólicas incluyendo la tasa de utilización de sustratos (r_s) (Ecuación 127), la tasa de crecimiento bacteriano (r_g) (Ecuación 127a), y la tasa de producción de metano (r_{CH_4}). (Ecuación 127 versus b), así como relaciones entre éstas, tales como r_g versus r_s (Ecuaciones 127c y 127e), r_{CH_4} versus r_s (Ecuaciones 127d y 127f). En la etapa de la validación (Tabla 39), tanto para *Methanobacterium* sp., como para *Methanococcus* sp., analizadas por su desempeño en el proceso de digestión anaeróbica en los reactores DI-FAFS, los siguientes estadísticos fueron comparativamente encontrados con respecto a la etapa de la calibración, el número de datos con alta frecuencia fue menor a la etapa de la calibración, exceptuando el ajuste de las relaciones entre tasas, dónde se usaron ecuaciones univariadas lineales y exponenciales, dónde la cantidad de datos usados en la etapa de la validación superó a la cantidad de datos en la etapa de la validación en al menos 10 veces, dando prioridad a la prueba de los modelos calibrados. Los EMAv fueron similares o ligeramente mayores sin diferencias significativas con respecto a los EMAc. Los EMv dieron cercanos mayormente cercanos a cero, exceptuando las predicciones de las tasas de crecimiento de *Methanobacterium* sp., y *Methanococcus* sp., ambas analizadas en su desempeño a temperatura de 34 °C, dónde la magnitud de la variable fue del orden de 10^4 veces mayor a la tasa de crecimiento a temperaturas de 20 y 27 °C influyó en la magnitud de los EMv para específicamente la estimación de r_s y r_g a 34 °C, usando ecuaciones lineales, dónde resultó causando gran influencia la curvatura contenida en las relaciones r_g versus r_s (Ecuaciones 127c y 127e), siendo mejores predicciones, aquellas obtenidas con la ecuación no lineal (Ecuación 127e). Los estadísticos de prueba F_0 dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$), confirmando la significancia estadística de los parámetros y la varianza de los valores de r_g versus r_s con respecto a las predicciones lineales, lo que resultó ser mejorado por las expresiones no lineales. El MH No. 5 (Ecuación 127) contiene ecuaciones adecuadamente válidas que habilitan su uso para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En el **MH No. 5** (Ecuación 130, $[r_s = \frac{ds}{dt} = -r_{m,s} A^{T-20} \frac{S_e}{(S_e + K_s)}]$, (Tabla 49) (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 130 fue dos. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 198. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 19. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación

dieron valores de 488.44 y 968.01, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 19.76 y 2.30. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (787.4) y F_{0v} (397.3) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función $F(F_{GL,n-GL-1}) = 2.61$, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 5 (Ecuación 130) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

Con respecto al MH No. 5 representado por la Ecuación 127, la forma gráfica para validar la aproximación entre observaciones y las estimaciones se presenta en la Figura 5A (Anexo III), donde se observa una aproximación satisfactoria entre estimaciones y observaciones. La tasa de utilización del sustrato (dS / dt), ejercida por la masa activa X_A (Figura 42), de los microorganismos en la biopelícula unida al medio de soporte constituido por las tuberías de PVC en los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS tomó valores negativos debido a que el sustrato efluente es más bajo que el sustrato en el afluente de cada reactor, alcanzando un orden de magnitud de 10^2 mg DQO $L^{-1} h^{-1}$ (Figura 5A) y se puede observar además que el sustrato efluente es menor para el reactor TRI-FAFS (100 - 600 mg DQO L^{-1}) que para el reactor DI-FAFS (600-2200 mg DQO L^{-1}). Comparativamente, el desempeño de la tasa de utilización de sustratos en el reactor DI-FAFS ($r_{m,s} = 146.51$ mg DQO L^{-1}) se ejerció lentamente con respecto al reactor TRI-FAFS ($r_{m,s} = 195.38$ mg DQO L^{-1}) (Tablas 32, 34). En el reactor DI-FAFS, el rendimiento del sistema de biopelícula corresponde a una fracción de DQO restante que varía en una proporción de 0.17 a 0.70, que está influenciada por una disminución en la temperatura del medio acuoso para la interfaz sustrato / biopelícula de $34^\circ C$ a $20^\circ C$ (Figura 5Ab).

En el **MH No. 6** (Ecuación 131, $[\frac{S_e}{S_i} = \exp[-k_1(A)^{T-20}(\frac{D_1}{D_2})^x(cov)^{-n}] + k_2 \frac{S_e}{(cov+b)}]$, (Tabla 49) (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 131 fue seis. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 0.007 y 0.004, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 0.04 y 0.02. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (98.18) y F_{0v} (173.9) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función $F(F_{GL,n-GL-1}) = 3.09$, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 5 (Ecuación 130) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

Tabla 49

Parámetros estadísticos de ajuste en la validación de MH para el diseño de los DI-FAFS

MH	Ec.	T (°C)	VD	p	n ₁	n ₂	ECMc	ECMv	EMAv	EMv	GL	F _{0c}	F _{0v}	F _{GLn-GL-1}	Ref.
1	(109)	20, 27, 34	S _e	3	18	9	8.83x10 ⁴	1.97x10 ⁵	378.15	89.12	3	117.5	52.56	3.34	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
2	(113)	20, 27, 34	S _e	4	18	9	2.79x10 ⁴	3.28x10 ⁴	155.17	17.76	4	248	211	3.03	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
2	(114)	20, 27, 34	S _e	4	19	8	5.7x10 ⁴	1.28x10 ⁵	66.35	52.38	4	151.34	968.98	3.11	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
3	(118)	20, 27, 34	S _e	5	18	9	1.16x10 ⁵	2.29x10 ⁵	379.93	-35.29	5	53.43	27.01	3.11	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
4	(123)	20, 27, 34	S _e S _i	2	17	10	0.015	0.031	0.15	0.08	2	114.2	57.43	3.81	Maldonado et al. (2018a,b, 2020,2022b-c, 2023b)
Methanobacterium sp.															
5	(127)	20, 27, 34	r _e	2	100	119	382.96	1333.57	19.76	2.30	2	768.5	220.6	3.09	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(127a)	20,	μ	2	10	56	9.92	133.30	9.20	-2.57	2	333.1	24.8	4.46	Maldonado et al. (2024a)
5	(127a)	27	μ	2	30	21	32.82	47.03	6.14	-2.88	2	167.1	116.6	3.34	Maldonado et al. (2024a)
5	(127a)	34	μ	2	10	110	2.2x10 ⁹	4.5x10 ⁹	56259.3	-338.09	2	11.4	5.5	4.46	Maldonado et al. (2024a)
5	(127b)	20,	rCH _a	2	5	61	0.027	0.023	0.14	-0.05	2	1039.1	1234.7	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(127b)	27	rCH _a	2	5	61	0.005	0.102	0.25	-0.04	2	5398.1	289.3	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(127b)	34	rCH _a	2	5	115	0.37	1.74	1.74	-0.56	2	260.1	56.4	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(127c)	20,	r _g	1	55	11	94.12	72.41	7.82	7.34	1	867.60	1127.6	4.08	Maldonado et al. (2024a)
5	(127c)	27	r _g	1	40	11	47.54	45.87	5.65	2.84	1	184.9	191.7	4.08	Maldonado et al. (2024a)
5	(127c)	34	r _g	1	56	62	8.9x10 ⁸	3.1x10 ⁸	13867.5	-8729.8	1	224.1	663.5	4.00	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	20,	rCH _a	2	31	20	0.53	1.15	0.85	-0.53	2	7880.3	3631.2	3.33	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	27	rCH _a	2	39	12	0.69	0.56	0.68	0.10	2	7490.77	9252.8	3.23	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	34	rCH _a	2	16	35	0.47	0.84	0.83	0.07	2	4807.5	2679.7	3.74	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	20,	r _g	2	50	16	31.94	49.07	5.93	-1.97	2	1093.6	711.9	3.23	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	27	r _g	2	40	11	0.93	0.55	0.59	-0.14	2	5892.44	9933.5	3.23	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	34	r _g	2	100	18	2.5x10 ⁶	8.6x10 ⁷	2907.84	2265.75	2	66161.60	1983.8	3.09	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	20,	rCH _a	2	5	58	4.5 x10 ⁻⁷	0.55	0.17	0.17	2	62846725	50.6	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	27	rCH _a	2	5	46	0.0049	1.02	0.57	-0.47	2	6228.2	30.2	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	34	rCH _a	2	15	36	0.83	0.90	0.80	-0.06	2	2525.3	2325.9	3.81	Maldonado et al. (2024a)
5	(130)	20, 27, 34	r _e	2	198	19	488.44	968.01	19.76	2.30	2	787.3	397.29	2.61	Maldonado et al. (2024a)
5	(130a)	20, 27, 34	μ	2	198	19	8.9x10 ⁸	3.1x10 ⁸	23.63	6.55	2	78.4	28.5	2.61	Maldonado et al. (2024a)
Methanococcus sp															
5	(127)	20, 27, 34	r _e	2	100	119	382.96	1333.57	19.76	2.30	2	768.5	220.6	3.09	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(127a)	20,	μ	2	7	108	206.86	606.84	11.26	2.40	2	48.0	2.9	5.41	Maldonado et al. (2024a)
5	(127a)	27	μ	2	40	32	206.25	268.12	12.04	5.22	2	74.3	57.1	3.23	Maldonado et al. (2024a)
5	(127a)	34	μ	2	10	111	5.4x10 ⁶	5.1x10 ⁶	1890.22	337.52	2	17.6	18.7	4.46	Maldonado et al. (2024a)
5	(127b)	20,	rCH _a	2	10	56	0.01	0.03	0.14	0.04	2	5708.1	1801.5	4.46	Maldonado et al. (2024a)
5	(127b)	27	rCH _a	2	4	27	0.01	1.88	1.21	-1.15	2	6434.0	49.4	19.0	Maldonado et al. (2024a)
5	(127b)	34	rCH _a	2	5	115	^{0.74}	^{1.82}	1.07	-0.75	2	132.1	53.9	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(127c)	20,	r _g	1	40	26	10.70	18191	48.67	-45.25	1	3710.95	2.1	4.08	Maldonado et al. (2024a)
5	(127c)	27	r _g	1	5	27	1.63	715.98	15.48	0.64	1	172.55	0.3	6.94	Maldonado et al. (2024a)
5	(127c)	34	r _g	1	10	103	6.9x10 ⁶	4.2x10 ⁶	1518.26	-202.46	1	42.7	70.0	5.12	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	20,	rCH _a	2	3	60	0.53	1.15	0.05	-0.002	2	7880.3	3631.2	3.33	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	27	rCH _a	2	5	27	0.12	1.80	1.16	0.30	2	1215.5	84.8	7.71	Maldonado et al. (2024a)
5	(127d)	34	rCH _a	2	7	107	0.23	2.80	1.33	-0.85	2	515.9	43.2	5.79	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	20,	r _g	2	20	46	24.27	9917.25	29.84	-26.38	2	454.8	1.1	4.46	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	27	r _g	2	8	24	3.29	103.5	4.59	2.55	2	434.5	13.8	5.14	Maldonado et al. (2024a)
5	(127e)	34	r _g	2	90	23	2.74x10 ⁶	6.65x10 ⁶	1892.89	419.77	2	346.3	142.7	3.09	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	20,	rCH _a	2	5	58	2.8x10 ⁻⁷	0.55	0.17	0.17	2	1x10 ⁸	50.5	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	27	rCH _a	2	5	100	0.28	1.08	0.87	-0.08	2	317.0	81.8	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(127f)	34	rCH _a	2	5	109	0.42	1.02	0.83	0.09	2	209.2	86.7	9.55	Maldonado et al. (2024a)
5	(130)	20, 27, 34	r _e	2	198	19	488.44	968.01	23.63	6.55	2	787.3	397.29	2.61	Maldonado et al. (2024a)
5	(130a)	20, 27, 34	μ	2	99	209	1.8x10 ⁶	2.8x10 ⁶	857.5	110.73	2	154.2	125.1	2.70	Maldonado et al. (2024a)
6	(131)	20, 27, 34	S _e S _i	6	18	9	0.007	0.004	0.04	0.02	6	98.18	173.9	3.09	Maldonado et al. (2023a,b, 2024b)

Nota: p: número de parámetros, n₁: número de datos en la calibración, n₂: número de datos en la validación, ECMc: error cuadrático medio en la etapa de la calibración, ECMv: error cuadrático medio en la etapa de la validación, EMAc: error medio absoluto en la etapa de la calibración, EMAv: error medio absoluto en la etapa de la validación, EMc: error medio en la etapa de la calibración, EMv: error medio en la etapa de la validación, GL: grados de libertad, F_{0c}: estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la calibración, F_{0v}: estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la validación, F_{GLn-GL-1}: estadístico teórico de la función F.

Validación de los MH para el Diseño de los Reactores TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS

En la Tabla 50 se presentan los resultados de los parámetros de ajuste estadístico en la etapa de la validación de cada uno de los seis MH para el diseño de los reactores TRI-FAFS conteniendo como parámetros estadísticos para juzgar la prueba de los seis MH con un conjunto de datos diferentes a aquéllos usados en la etapa de la calibración descrita en la respuesta al objetivo No. 4. Los parámetros estadísticos empleados en la etapa de la validación de los seis MH para el diseño de los reactores TRI-FAFS abarcan al número de parámetros dentro de la estructura matemática de cada ecuación (p), el número de datos usados en la etapa de la calibración (n_1), el número de datos usados en la etapa de la validación (n_2), el error cuadrático medio en la etapa de la calibración (ECMc), el error cuadrático medio en la etapa de la validación (ECMv), el error medio absoluto en la etapa de la validación (EMAv), el error medio en la etapa de la validación (EMv), el grado de libertad (GL), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la validación (F_{0v}), el estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$).

En el **MH No. 1** (Ecuación 110 [$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k\left(\frac{p_1}{b_2}\right)^x\left(\frac{p_2}{b_3}\right)^y(COV)^{-n}\right]$], (Tabla 50) (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 110 fue cuatro. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 4174.63 y 6770.08, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 68.18 y -39.05. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (101.59) y F_{0v} (62.64) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.18, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 1 (Ecuación 110) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. En la Figura 2A (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c,2023b), se observa una tendencia lineal adecuada entre las estimaciones del MH No. 1 (Ecuación 110) y las observaciones en el TRI-FAFS, usando una escala logarítmica, donde medida que el tiempo de contacto aumenta (COV^{-n}), en consecuencia, la DQO remanente disminuya por efecto de las reacciones ocurridas por la acción biológica usando un metabolismo anaerobio ejercido para temperaturas variando entre 20 y 34 °C. En la Figura 4A (Maldonado et al. 2022a-c, 2023b) se observa la forma gráfica de la validación mediante la cual (1) los valores observados (Se observados) contra los valores estimados (Se estimados) en $mg\ L^{-1}$ mostraron una aproximación cercana a la relación 1:1 y se dispersaron de forma aleatoria en

correspondencia con la representación lineal (Figuras 4Ab) (Gutiérrez y De la Vara, 2008). (2) El error estándar no superó dos desviaciones, se distribuyó aleatoriamente confirmando un tipo de varianza tendiendo a ser constante para los valores estimados de la variable de respuesta S_e , indicando un ajuste aceptable de la predicción (Figura 4Ad). (3) La autocorrelación de errores no fue significativa (< 0.2), existiendo independencia en la serie de observaciones experimentales en k periodos (Figuras 4Af). (3) Los residuos se ajustaron satisfactoriamente a la función de distribución de probabilidad normal, siendo evidenciado por la mínima desviación de los puntos representando a los errores estándar con respecto a la línea recta (Figuras 4Ah) (Gutiérrez y De la Vara, 2008).

Un patrón similar de resultados es mostrado en la Tabla 6A (Anexo III) siendo encontrados en el ajuste del MH No. 1 (Ecuación 110) a las observaciones de la variable de respuesta para datos aleatorizados (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b) En el MH No. 1 (Ecuación 110) (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 110 fue cuatro. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 17. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 10. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 3377.18 y 13547.7, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 103.15 y -25.12. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (125.19) y F_{0v} (31.21) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.26 confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 1 (Ecuación 110) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En el **MH No. 2** (Ecuación 115, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^T\left(\frac{p_1}{p_2}\right)^x\left(\frac{p_2}{p_3}\right)^y(\text{cov})^{-n}\right]\right]$, (Tabla 50) (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 115 fue cinco. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 2509.27 y 3073.52, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 43.48 y -22.88. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (153.5) y F_{0v} (125.32) dieron valores mayores al estadístico estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.11, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 2 (Ecuación 115) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. En la Figura 2A (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c,2023b), se observa una tendencia lineal adecuada entre las estimaciones del MH No. 2 (Ecuación 115) y las observaciones en el TRI-FAFS, usando una escala logarítmica, donde medida que el tiempo de contacto aumenta (COV^{-n}), en consecuencia, la DQO remanente disminuya por efecto de las

reacciones ocurridas por la acción biológica usando un metabolismo anaerobio ejercido para temperaturas variando entre 20 y 34 °C. En la Figura 4A (Maldonado et al. 2022a-c, 2023b) se observa la forma gráfica de la validación mediante la cual (1) los valores observados (Se observados) contra los valores estimados (Se estimados) en mg L^{-1} mostraron una aproximación cercana a la relación 1:1 y se dispersaron de forma aleatoria en correspondencia con la representación lineal (Figuras 4Ab) (Gutiérrez y De la Vara, 2008). (2) El error estándar no superó dos desviaciones, se distribuyó aleatoriamente confirmando un tipo de varianza tendiendo a ser constante para los valores estimados de la variable de respuesta Se, indicando un ajuste aceptable de la predicción (Figura 4Ad). (3) La autocorrelación de errores no fue significativa (< 0.2), existiendo independencia en la serie de observaciones experimentales en k periodos (Figuras 4Af). (3) Los residuos se ajustaron satisfactoriamente a la función de distribución de probabilidad normal, siendo evidenciado por la mínima desviación de los puntos representando a los errores estándar con respecto a la línea recta (Figuras 4Ah) (Gutiérrez y De la Vara, 2008).

Un patrón similar de resultados es mostrado en la Tabla 6A (Anexo III) siendo encontrados en el ajuste del MH No. 2 (Ecuación 115) a las observaciones de la variable de respuesta para datos aleatorizados (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b) En el MH No. 2 (Ecuación 115) (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 115 fue cinco. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 19. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 8f. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 1702.31 y 4692.55, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 53.01 y 36.45. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (168.93) y F_{0v} (61.21) dieron valores mayores al estadístico estadístico teórico de la función F $(F_{GL,n-GL-1}) = 3.03$, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 2 (Ecuación 115) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En el **MH No. 2** (Ecuación 116, $[\frac{S_e}{S_i} = \exp[-k(A)^{T-20}(\frac{D_1}{D_2})^x(\frac{D_2}{D_3})^y(\text{COV})^{-n}]]$, (Tabla 50) (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 116 fue cinco. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 1951.26 y 3517.49, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 44.35 y -9.77. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (154.65) y F_{0v} (85.69) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F $(F_{GL,n-GL-1}) = 3.11$, confirmando la significancia estadística de

los parámetros dentro del MH No. 2 (Ecuación 116) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. En la Figura 2A (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c,2023b), se observa una tendencia lineal adecuada entre las estimaciones del MH No. 2 (Ecuación 116) y las observaciones en el TRI-FAFS, usando una escala logarítmica, donde medida que el tiempo de contacto aumenta (COV^{-n}), en consecuencia, la DQO remanente disminuya por efecto de las reacciones ocurridas por la acción biológica usando un metabolismo anaerobio ejercido para temperaturas variando entre 20 y 34 °C. En la Figura 4A (Maldonado et al. 2022a-c, 2023b) se observa la forma gráfica de la validación mediante la cual (1) los valores observados (Se observados) contra los valores estimados (Se estimados) en $mg\ L^{-1}$ mostraron una aproximación cercana a la relación 1:1 y se dispersaron de forma aleatoria en correspondencia con la representación lineal (Figuras 4Ab) (Gutiérrez y De la Vara, 2008). (2) El error estándar no superó dos desviaciones, se distribuyó aleatoriamente confirmando un tipo de varianza tendiendo a ser constante para los valores estimados de la variable de respuesta Se, indicando un ajuste aceptable de la predicción (Figura 4Ad). (3) La autocorrelación de errores no fue significativa (< 0.2), existiendo independencia en la serie de observaciones experimentales en k periodos (Figuras 4Af). (3) Los residuos se ajustaron satisfactoriamente a la función de distribución de probabilidad normal, siendo evidenciado por la mínima desviación de los puntos representando a los errores estándar con respecto a la línea recta (Figuras 4Ah) (Gutiérrez y De la Vara, 2008).

Un patrón similar de resultados es mostrado en la Tabla 6A (Anexo III) siendo encontrados en el ajuste del MH No. 2 (Ecuación 116) a las observaciones de la variable de respuesta para datos aleatorizados (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b) En el MH No. 2 (Ecuación 116) (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 116 fue cinco. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 1376.09 y 4905.27, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 55.25 y -22.57. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (287.348) y F_{0v} (80.60) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función $F (F_{GL,n-GL-1}) = 3.11$, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 2 (Ecuación 116) para el diseño de los reactores TRI-FAFS. en la remoción de la MO de los LRS.

Un patrón similar de resultados es mostrado en la Tabla 6A (Anexo III) siendo encontrados en el ajuste del MH No. 2 (Ecuación 116) a las observaciones de la variable de respuesta para datos aleatorizados (Maldonado et al., 2023a-c, 2024b) En el MH No. 2 (Ecuación 116) (Maldonado et al.,

2023a-c, 2024b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 116 fue cinco. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 0.0002 y 0.0005 respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 0.019 y 0.009. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (167.36) y F_{0v} (77.51) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función $F(F_{GL,n-GL-1}) = 3.18$, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 2 (Ecuación 116) para el diseño de los reactores TRI-FAFS. en la remoción de la MO de los LRS.

Como una muestra ilustrativa de los ajustes estadísticos reportados previamente en las etapas de la calibración y la validación de los MH No. 2 (Tablas 33-35, 37-39, 41-43), para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b), representados por las ecuaciones MH No. 2 DI-FAFS (Ecuación 114), MH No. 2 TRI-FAFS (Ecuación 116), en las Figuras 47 y 48 se incluye la descripción gráfica del MH No. 2 (Ecuaciones 114 y 116), encontrando un ajuste satisfactorio entre las predicciones de las Ecuaciones 114 y 116 a las observaciones experimentales (Márquez, Maldonado et al., 2021, 2022b-c, 2023b). Los resultados en la aplicación del MH No. 2 para estimar la fracción remanente de la DQO (S_e/S_i), dependiendo de las variables para la transformación bioquímica de los LRS en los y TRI-FAFS en las condiciones experimentales probadas incluyen dos temperaturas medias acuosas extremas de 20 °C y 34 °C en tres tipos de relaciones de profundidad en las etapas para los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS (Márquez, Maldonado et al., 2021; Maldonado et al., 2022b-c, 2023b). En las Figuras 47 y 48, la respuesta obtenida en la relación (S_e/S_i) observada y estimada muestra un patrón en la tendencia con pequeños cambios a medida que la carga orgánica volumétrica aumenta de 2.27 a 4.64 kg m⁻³d⁻¹ durante un tiempo de retención hidráulica de 18 horas para la misma relación de temperatura y profundidad en las etapas de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS. Los resultados observados en las Figuras 32 y 33 sobre la fracción remanente de la DQO, implican un estado estable en los metabolismos de los organismos psicrófilos y mesófilos para transformar los LRS, siguiendo al conjunto de reacciones extracelular e intracelular (Figuras 32 y 33) (Márquez, Maldonado et al., 2021, 2022b-c, 2023b),

En el **MH No. 3** (Ecuación 119),
$$\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \left(\frac{D_2}{D_3} \right)^y (s_{a1})^m (s_{a2})^p (\text{cov})^{-n} \right] \right]$$
 (Tabla 50) (Maldonado et al., 2022a-c, 2023b), el número de parámetros fue seis. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron

valores de 3392.22 y 11614.4, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 78.65 y 49.52. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (78.80) y F_{0v} (23.01) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función $F (F_{GL,n-GL-1}) = 3.09$, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 3 (Ecuación 119) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. En la Figura 2A (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c,2023b), se observa una tendencia lineal adecuada entre las estimaciones del MH No. 3 (Ecuación 119) y las observaciones en el TRI-FAFS, usando una escala logarítmica, donde medida que el tiempo de contacto aumenta (COV^{-n}), en consecuencia, la DQO remanente disminuya por efecto de las reacciones ocurridas por la acción biológica usando un metabolismo anaerobio ejercido para temperaturas variando entre 20 y 34 °C. En la Figura 4A (Maldonado et al. 2022a-c, 2023b) se observa la forma gráfica de la validación mediante la cual (1) los valores observados (Se observados) contra los valores estimados (Se estimados) en $mg L^{-1}$ mostraron una aproximación cercana a la relación 1:1 y se dispersaron de forma aleatoria en correspondencia con la representación lineal (Figuras 4Ab) (Gutiérrez y De la Vara, 2008). (2) El error estándar no superó dos desviaciones, se distribuyó aleatoriamente confirmando un tipo de varianza tendiendo a ser constante para los valores estimados de la variable de respuesta Se, indicando un ajuste aceptable de la predicción (Figura 4Ad). (3) La autocorrelación de errores no fue significativa (< 0.2), existiendo independencia en la serie de observaciones experimentales en k periodos (Figuras 4Af). (3) Los residuos se ajustaron satisfactoriamente a la función de distribución de probabilidad normal, siendo evidenciado por la mínima desviación de los puntos representando a los errores estándar con respecto a la línea recta (Figuras 4Ah) (Gutiérrez y De la Vara, 2008).

Un patrón similar de resultados es mostrado en la Tabla 6A (Anexo III) siendo encontrados en el ajuste del MH No. 3 (Ecuación 119) a las observaciones de la variable de respuesta para datos aleatorizados (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b). En el MH No. 3 (Ecuación 119) (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 119 fue seis. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 20. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 7. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 4661.04 y 10360.6, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 89.57 y -84.52. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (67.87) y F_{0v} (30.62) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función $F (F_{GL,n-GL-1}) = 2.85$, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 3 (Ecuación 119) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En el **MH No. 3** (Ecuación 120, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^T\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(s_{a1})^m(s_{a2})^p(COV)^{-n}\right]\right]$, (Tabla 50)

(Maldonado et al., 2022a-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 120 fue siete. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 3121.88 y 2388.11, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 39.10 y 12.26. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (77.00) y F_{0v} (100.66) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función $F(F_{GL,n-GL-1}) = 3.14$, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 3 (Ecuación 120) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. En la Figura 2A (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c,2023b), se observa una tendencia lineal adecuada entre las estimaciones del MH No. 3 (Ecuación 120) y las observaciones en el TRI-FAFS, usando una escala logarítmica, donde medida que el tiempo de contacto aumenta (COV^{-n}), en consecuencia, la DQO remanente disminuya por efecto de las reacciones ocurridas por la acción biológica usando un metabolismo anaerobio ejercido para temperaturas variando entre 20 y 34 °C.

En el **MH No. 3** (Ecuación 121, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(s_{a1})^m(s_{a2})^p(COV)^{-n}\right]\right]$, (Tabla 50)

(Maldonado et al., 2022a-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 121 fue siete. El número de datos usado en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 3633.38 y 1928.13, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 38.98 y -1.54. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (69.21) y F_{0v} (130.41) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función $F(F_{GL,n-GL-1}) = 3.14$, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 3 (Ecuación 121) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS. En la Figura 2A (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c,2023b), se observa una tendencia lineal adecuada entre las estimaciones del MH No. 3 (Ecuación 121) y las observaciones en el TRI-FAFS, usando una escala logarítmica, donde medida que el tiempo de contacto aumenta (COV^{-n}), en consecuencia, la DQO remanente disminuya por efecto de las reacciones ocurridas por la acción biológica usando un metabolismo anaerobio ejercido para temperaturas entre 20 y 34 °C.

En el **MH No. 4** (Ecuación 123, $[\mathbf{R} = \frac{S_e}{S_i} = [\mathbf{X} \cdot \mathbf{f} \cdot \mathbf{S} + \mathbf{f}(\mathbf{L} - \mathbf{X} \cdot \mathbf{f} \cdot \mathbf{S})]$, (Tabla 50) (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 123 fue dos. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 19. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 8. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 0.0007 y 0.001, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 0.029 y -0.011. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (170.62) y F_{0v} (103.29) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.63, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 4 (Ecuación 123) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

El **MH No. 5** (Ecuación 127, $[\mathbf{r}_s = \frac{dS}{dt} = -\mathbf{r}_{m,S} \frac{S_e}{(S_e + K_s)}]$, (Tabla 50) ha sido la representación de ecuaciones para estimar las tasas metabólicas incluyendo la tasa de utilización de sustratos (r_s) (Ecuación 127), la tasa de crecimiento bacteriano (r_g) (Ecuación 127a), y la tasa de producción de metano (r_{CH4}). (Ecuación 127 versus b), así como relaciones entre éstas, tales como r_g versus r_s (Ecuaciones 127c y 127e), r_{CH4} versus r_s (Ecuaciones 127d y 127f). En la etapa de la validación (Tabla 40), para *Clostridium* sp., analizada por su desempeño en el proceso de digestión anaeróbica en los reactores TRI-FAFS superando a 34 °C, los siguientes estadísticos fueron comparativamente encontrados con respecto a la etapa de la calibración, el número de datos con alta frecuencia fue menor a la etapa de la calibración, exceptuando el ajuste de las relaciones entre tasas, donde se usaron ecuaciones univariadas lineales y exponenciales, donde la cantidad de datos usados en la etapa de la validación superó a la cantidad de datos en la etapa de la calibración en cerca de 10 veces, dando prioridad a la prueba de los modelos calibrados. Los EM_{Av} fueron similares o ligeramente mayores sin diferencias significativas con respecto a los EM_{Ac}. Los EM_v dieron mayormente cercanos a cero, exceptuando las predicciones de las tasas de crecimiento de *Clostridium* sp., analizada en su desempeño a temperatura de 34 °C, donde la diferencia más apreciable en los errores obtenidos se encontró comparativamente en las predicciones lineales y no lineales de las relaciones r_g versus r_s (Ecuaciones 127c y 127e), siendo mejores predicciones lineales que aquellas obtenidas con la ecuación no lineal (Ecuación 127e). Los estadísticos de prueba F_0 dieron mayormente valores mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$), confirmando la significancia estadística de los parámetros y la varianza de los valores de r_g versus r_s con respecto a las predicciones lineales y no lineales, lo que resultó ser mejorado por las expresiones lineales. El MH No. 5 (Ecuación 127)

contiene ecuaciones adecuadamente validadas que habilitan su uso para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

Con respecto al **MH No. 5** representado por la Ecuación 127, Tabla 50, la forma gráfica para validar la aproximación entre observaciones y las estimaciones se presenta en la Figura 5A (Anexo III), donde se observa una aproximación satisfactoria entre estimaciones y observaciones. La tasa de utilización del sustrato (dS / dt), ejercida por la masa activa X_A (Figura 42), de los microorganismos en la biopelícula unida al medio de soporte constituido por las tuberías de PVC en los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS (Figura 5A) tomó valores negativos debido a que el sustrato efluente es más bajo que el sustrato en el afluente de cada reactor, alcanzando un orden de magnitud de 10^2 mg DQO $L^{-1} h^{-1}$ (Fig. Figura 5A). Como se puede observar en la Figura 5A el sustrato efluente es menor para el reactor TRI-FAFS (100 - 600 mg DQO L^{-1}) que para el reactor DI-FAFS (600-2200 mg DQO L^{-1}). Comparativamente, el desempeño de la tasa de utilización de sustratos en el reactor DI-FAFS ($r_{m,s} = 146.51$ mg DQO L^{-1}) se ejerció lentamente con respecto al reactor TRI-FAFS ($r_{m,s} = 195.38$ mg DQO L^{-1}) (Tabla 32, 34). En el reactor DI-FAFS, el rendimiento del sistema de biopelícula corresponde a una fracción de DQO restante que varía en una proporción de 0.17 a 0.70, que está influenciada por una disminución en la temperatura del medio acuoso para la interfaz sustrato / biopelícula de 34 ° C a 20 ° C (Figura 5Ab).

La validación gráfica puede ser observada en el reactor DI-FAFS mediante, la tasa de crecimiento de *Methanobacterium* sp (r_g), la tasa de utilización del sustrato (r_s) y la tasa de producción de metano (r_{CH_4}), las cuales se incrementaron a medida que la DQO en el efluente disminuyó de 3500 mg L^{-1} a 800 mg L^{-1} (Figuras 46a-46c), influenciada por el aumento de la temperatura a partir de 20 °C (10 a 100 UFC $mL^{-1} h^{-1}$, -50 a -200 mg $L^{-1} h^{-1}$, 3 a 4 mg d^{-1}), ligeramente para 27 °C (10 a 100 UFC $mL^{-1} h^{-1}$, -50 a -200 mg $L^{-1} h^{-1}$, 3 a 4 mg d^{-1}), y marcadamente con los resultados a 34 °C (10.000 a 100.000 UFC $mL^{-1} h^{-1}$, -50 a -200 mg $L^{-1} h^{-1}$, 5.5 a 8.5 mg d^{-1}) (Figuras 44a-44c). Las predicciones de las Ecuaciones 127, 127a, 127b muestran una mejor aproximación entre los valores observados y estimados en las regiones donde r_g , r_s y r_{CH_4} variaron gradualmente y una predicción gradual en la zona de las curvas donde r_g , r_s y r_{CH_4} aumentaron rápidamente (Figuras 46a-46c). En la Tabla 32 se pueden observar los coeficientes cinéticos correspondientes a *Methanobacterium* sp en cuanto a las tasas máximas ($r_{g,m}$, $r_{s,m}$ y $r_{CH_4,m}$), que dieron como resultado estimaciones para $r_{s,m}$ de 39 a 42 mg $L^{-1} h^{-1}$ para el rango de temperaturas entre 20 y 34 °C, $r_{g,m}$ de 11 a 13 UFC $mL^{-1} h^{-1}$ en el rango de 20 a 27 °C, y 10340.2 UFC $mL^{-1} h^{-1}$ a 34 °C. El efecto del coeficiente

actividad-temperatura (A) es reducido en la estimación de las tasas (r_g , r_s y r_{CH_4}), aunque los valores encontrados están en el orden de las estimaciones para la ecuación de Van't Hoff (Van't Hoff, 1884), entre 1.56 a 20-30 °C, y 1.135 a 4-20 °C (Metcalf y Eddy, 1991). El coeficiente de producción máximo (Y) resultó con valores entre 0.12 y 0.2 (UFC mL⁻¹ h⁻¹):(mg L⁻¹ h⁻¹) a 20-30 °C (Figuras 6A-7A), y 594 (UFC mL⁻¹ h⁻¹):(mg L⁻¹ h⁻¹) a 34 °C (Figura 8A), indicando que el sustrato utilizado por *Methanobacterium* sp. –microorganismo psicrófilo- es convertido en productos finales del proceso de digestión anaerobia como CO₂ y CH₄, mientras que para *Methanobacterium* sp. –microorganismo mesófilo- , el sustrato sintetizado es transformado mayoritariamente en nueva materia celular más que en productos finales, en un orden de 1:2.97 veces. Este resultado ha sido confirmado debido a que $r_{CH_4,m}$ dio resultados similares a 20 °C (3.23 mg d⁻¹), 27 °C (2.91 mg d⁻¹) y 34 °C (4.47 mg d⁻¹) (Tabla 27). Los parámetros de ajuste estadístico, coeficiente de determinación R^2 y R^2 ajustado variaron de 0.4 a 0.99 (Tabla 28), siendo categorizados como de medio a alto entre los valores observados y estimados.

En el reactor DI-FAFS, al comparar el comportamiento de *Methanococcus* sp., con *Methanobacterium* sp., se ha encontrado que r_g es menor en una proporción de 1:2 a temperaturas de 20-27 °C (Figura 45a), 1:10 a 34 °C (Figura 47a), en el primero que en el último, tres tasas (r_g , r_s y r_{CH_4}) se incrementaron a medida que se incrementó la temperatura, así como se obtuvieron valores similares de r_s (Figura 47b) y r_{CH_4} (Figura 47c) mediante el ajuste de las Ecuaciones 127, 127a-127f. En particular, el coeficiente cinético de velocidad máxima de crecimiento alcanzó valores (Tabla 27), de 2 a 3 UFC mL⁻¹ h⁻¹ (< 10-11 UFC mL⁻¹ h⁻¹ para *Methanobacterium* sp.) a 20-27 °C y 1382.7 UFC mL⁻¹ h⁻¹ a 34 °C (< 10340 UFC mL⁻¹ h⁻¹ para *Methanobacterium* sp. (Tabla 27)). El coeficiente máximo de producción (Y) fue similar para las temperaturas de 20 °C (0.1882 (UFC mL⁻¹ h⁻¹):(mg L⁻¹ h⁻¹)) (Figura 9A) y 27 °C (0.1247 (UFC mL⁻¹ h⁻¹):(mg L⁻¹ h⁻¹)) (Figura 10A) y se redujo a 34 °C (44 (UFC mL⁻¹ h⁻¹):(mg L⁻¹ h⁻¹) (Tabla 27)) (Figura 11A) en un orden de alrededor de diez veces con respecto a *Methanobacterium* sp. (594 (UFC mL⁻¹ h⁻¹):(mg L⁻¹ h⁻¹)) (Tabla 27))). Otro coeficiente cinético propuesto fue el Y_{CH_4} , que relaciona la tasa de producción de metano (r_{CH_4}) asociada a la tasa de utilización del sustrato (r_s), que mostró ligera variación a diferentes temperaturas (20 °C (0.0339 (mg d⁻¹):(mg L⁻¹ h⁻¹), 27 °C (0.0783 (mg d⁻¹):(mg L⁻¹ h⁻¹)), y 34 °C (0,036 (mg d⁻¹):(mg L⁻¹ h⁻¹) (Tabla 32)). Los parámetros de ajuste estadístico, coeficiente de determinación, R^2 y R^2 ajustado, variaron de 0.4 a 0.99 (Tabla 33). Para el tratamiento de LRS, utilizando los reactores anaeróbicos (Bench-scale Two-Stage, System (BSTSS) (Ding et al., 2021), Stirring Batch Reactor (SBR) (Feng et al., 2019), sistema de biorreactor de membrana anaeróbica (LBR-AnMBR) (Saha et al., 2023)) con eficiencias de

remoción de DQO que osciló entre 81.8 y 94.3 %, la producción de metano resultó tomando valores de 0.32 a 0.39 m³ L⁻¹.

En el reactor TRI-FAFS, la tasa de crecimiento (r_g) de *Clostridium* sp a 34 °C en la F1 del reactor fue relativamente constante (1000 UFC mL⁻¹ h⁻¹) para DQO en el efluente variando entre 1000 y 2500 mg L⁻¹ (Figura 48a), y aumentó rápidamente a valores entre 1000 y 100000 UFC mL⁻¹ h⁻¹ para valores de DQO entre 700 y 1.000 mg L⁻¹ (Figura 51a). En la F2 (Figura 48b), r_g se mantuvo constante a niveles de 1000 UFC mL⁻¹ h⁻¹ mientras que en la F3 del reactor exhibió una r_g similar a la F1 del reactor (Figura 48c) para el mismo rango de sustrato del efluente (DQO de 1000 y 2500 mg L⁻¹). Con respecto a los parámetros cinéticos (Tabla 32), la tasa máxima de utilización del sustrato ($r_{s,m}$) fue de 42.99 mg/L/h, cuyo valor resultó del orden de los estimados para *Methanobacterium* sp y *Methanococcus* sp en el reactor DI-FAFS (39.478 mg L⁻¹ h⁻¹ (Tablas 32)). La tasa máxima de crecimiento para *Clostridium* sp se estimó en 635 UFC mL⁻¹ h⁻¹ ((Tabla 34), siendo inferior a *Methanobacterium* sp (10340.2 UFC mL⁻¹ h⁻¹ a 34 °C (Tabla 32)) y *Methanococcus* sp (1.382 UFC/mL/h a 34 °C (Tabla 32)), así como el coeficiente máximo de producción de células por unidad de tasa de utilización del sustrato (12.43 (UFC mL⁻¹ h⁻¹):(mg L⁻¹ h⁻¹) (F1, Tabla 34), 26.01(UFC mL⁻¹ h⁻¹):(mg L⁻¹ h⁻¹) (F2, Tabla 34) y 3.61 (UFC mL⁻¹ h⁻¹):(mg L⁻¹ h⁻¹) (F3, Tabla 34) fue menor que las bacterias metanogénicas a 34 °C en el reactor DI-FAFS (*Methanobacterium* sp (594,40 (UFC mL⁻¹ h⁻¹):(mg L⁻¹ h⁻¹) a 34 °C (Tabla 32), y *Methanococcus* sp (44,35 (UFC mL⁻¹ h⁻¹):(mg L⁻¹ h⁻¹) a 34 °C (Tabla 32)).

En el reactor TRI-FAFS, el coeficiente de tasa de producción de metano por sustrato consumido (0.09 (mg d⁻¹):(mg L⁻¹ h⁻¹) (F1, Tabla 34, Figura 11Aa), 0.39 (mg d⁻¹):(mg L⁻¹ h⁻¹) (F2, Tabla 34, Figura 11Ab) y 12.37 (mg d⁻¹):(mg L⁻¹ h⁻¹) (F3, Tabla 34, Figura 11Ac) dieron como resultado valores cercanos a 0,02 - 0,03 (mg d⁻¹):(mg L⁻¹ h⁻¹) (Tabla 32). Los parámetros de ajuste estadístico, coeficiente de determinación R² y R² ajustado variaron de 04 a 0.99 (Tabla 34). Para el tratamiento de LRS, utilizando los reactores anaeróbicos (granular expandido (Liu et al., 2022), digestor anaeróbico de biopelícula (ABD) (Yusof et al., 2022), biorreactor anaeróbico de membrana (Nabi et al., 2022)) con eficiencias de eliminación de DQO que variaron entre el 78 y el 95 %, donde la producción de metano alcanzó órdenes de 5.87 L L⁻¹ d⁻¹, 17 m³ d⁻¹, 436 mL L⁻¹, respectivamente.

En el **MH No. 5** (Ecuación 130, $[r_s = \frac{dS}{dt} = -r_{m,s} A^{T-20} \frac{S_e}{(S_e + K_s)}]$, (Tabla 50) (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 130 fue tres. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 198. El número de datos usados en la etapa de

la validación fue 19. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 459.39 y 1428.8, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 25.14 y 13.77. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (848.95) y F_{0v} (272.96) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función $F(F_{GL,n-GL-1}) = 2.61$, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 5 (Ecuación 130) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En el **MH No. 6** (Ecuación 132, $[\frac{S_e}{S_i} = \exp[-k_1(A)^{T-20}(\frac{D_1}{D_2})^x(\frac{D_2}{D_3})^y(COV)^{-n}]] + k_2 \frac{S_e}{(COV+b)}$), (Tabla 50) (Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 132 fue siete. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 3.04×10^{-4} y 3.59×10^{-4} , respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 0.015 y -0.005. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (109.5) y F_{0v} (92.7) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función $F(F_{GL,n-GL-1}) = 3.14$, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MH No. 5 (Ecuación 130) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

Tabla 50

Parámetros estadísticos de ajuste en la validación de los MH para el diseño de los TRI-FAFS

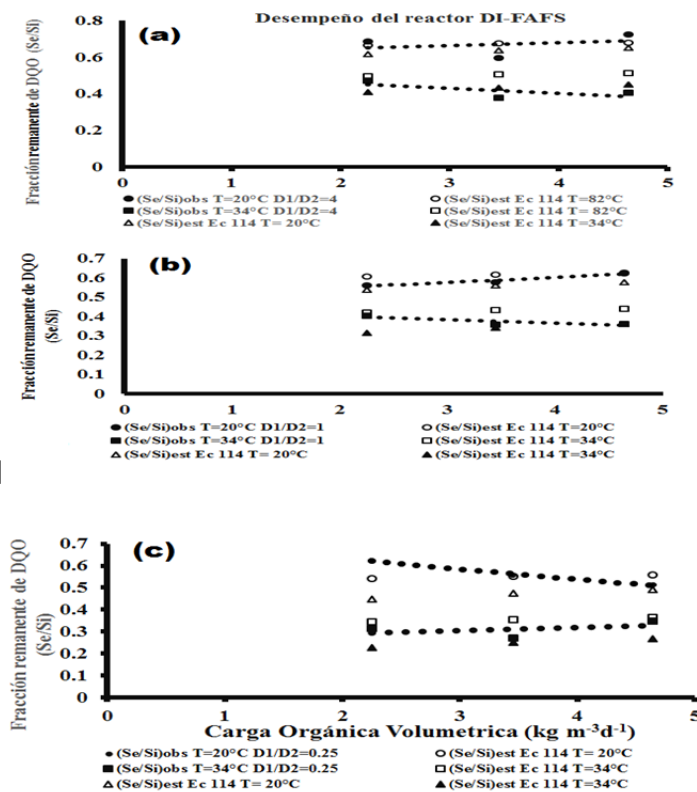
MH No.	Ec. No.	T (°C)	Fase	VD	p	n ₁	n ₂	ECMc	ECMv	EMAv	EMv	GL	F _{0c}	F _{0cv}	F _{GL,n-GL-1}	Ref.
1	(110)	20 27 34	F1 F2 F3	S _e	4	18	9	4174.63	6770.08	68.18	-39.05	4	101.59	62.64	3.18	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
2	(115)	20 27 34	F1 F2 F3	S _e	5	18	9	2509.27	3073.52	43.48	-22.88	5	153.5	125.32	3.11	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
2	(116)	20 27 34	F1 F2 F3	S _e	5	18	9	1951.26	3517.49	44.35	-9.77	5	154.65	85.69	3.11	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
3	(119)	20 27 34	F1 F2 F3	S _e	6	18	9	3392.22	11614.4	78.65	49.52	6	78.80	23.01	3.09	Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)
3	(120)	20 27 34	F1 F2 F3	S _e	7	18	9	3121.88	2388.11	39.10	12.26	7	77.00	100.66	3.14	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)
3	(121)	20 27 34	F1 F2 F3	S _e	7	18	9	3633.38	1928.13	38.98	-1.54	7	69.21	130.41	3.14	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)
4	(123)	20 27 34	F1 F2 F3	$\frac{S_e}{S_i}$	2	19	8	0.0007	0.001	0.029	-0.011	2	170.62	103.29	3.63	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)
			Clostridium sp.													
5	(127)	20 27 34	F1 F2 F3	r _s	2	198	19	306.74	3570.73	22.48	12.58	2	982.4	84.39	3.09	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(127a)	34	F1	μ	2	31	30	1.02x10 ⁶	6.9x10 ⁶	16457.7	4124.22	2	56.9	8.30	2.28	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(127a)	34	F2	μ	2	12	54	143203	5.2 x10 ⁶	1530.29	432.00	2	142.6	3.91	2.92	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(127a)	34	F3	μ	2	10	56	159575	3.06 x10 ⁶	1155.72	529.49	2	81.7	4.26	3.11	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(127b)	34	F1-F3	rCH ₄	2	4	42	0.14	28.98	3.02	1.36	2	3986.38	3986.38	9.0	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(127c)	34	F1	r _g	1	9	44	1079.41	39933.8	116.48	-87.31	1	3367.93	91.03	3.46	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(127c)	34	F2	r _g	1	10	42	7234.23	182519	291.95	-162.74	1	2522.63	99.98	3.36	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(127c)	34	F3	r _g	1	4	25	453.99	14998.2	69.13	63.37	1	293.0	8.87	5.5	Maldonado et al. (2024a-c)

5	(127d)	34	F1	rCH_4	2	7	90	19.16	27.36	4.34	-0.13	2	22.19	15.53	3.78	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(127d)	34	F2	rCH_4	2	7	39	4.910^5	32.35	1.86	-1.84	2	1.9×10^3	29.457	3.78	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(127d)	34	F3	rCH_4	2	5	41	7.36	76.05	6.48	1.86	2	139.43	13.51	9.55	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(127e)	34	F1	r_g	2	10	41	9.17	4.12×10^3	3966.81	-3964.7	2	2.51×10^5	0.05	4.46	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(127e)	34	F2	r_g	2	10	42	0.52	1.12×10^6	2832.91	-2814.1	2	1.51×10^7	0.07	4.46	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(127e)	34	F3	r_g	2	6	23	2536.27	23700.8	111.71	-10.57	2	107.99	11.55	6.94	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(127f)	34	F1	rCH_4	2	10	41	12.30	37.36	4.56	0.21	2	24.80	8.16	9.55	Maldonado et al. (2024a-c)
2	(127f)	34	F2	rCH_4	2	5	41	0.31	23.81	1.78	-1.66	2	2831.74	36.94	9.55	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(127f)	34	F3	rCH_4	2	4	42	0.25	133.00	7.51	2.93	2	2324.87	4.44	19.0	Maldonado et al. (2024a-c)
5	(130)	20 27 34	F1 F2 F3	r_s	3	198	19	459.39	1428.8	25.14	13.77	3	848.95	272.96	2.61	Maldonado et al. (2024a-c)
6	(132)	20 27 34	F1 F2 F3	$\frac{S_e}{S_i}$	7	18	9	3.04×10^{-4}	3.59×10^{-4}	0.015	-0.005	7	109.5	92.7	3.14	Maldonado et al. (2023a,b, 2024b)

Nota: p: número de parámetros, n_1 : número de datos en la calibración, n_2 : número de datos en la validación, ECMc: error cuadrático medio en la etapa de la calibración, ECMv: error cuadrático medio en la etapa de la validación, EMAc: error medio absoluto en la etapa de la calibración, EMAv: error medio absoluto en la etapa de la validación, EMc: error medio en la etapa de la calibración, EMv: error medio en la etapa de la validación, GL: grados de libertad, F_{0c} : estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la calibración, F_{0v} : estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la validación, $F_{GL,n-GL-1}$ estadístico teórico de la función F.

Figura 47

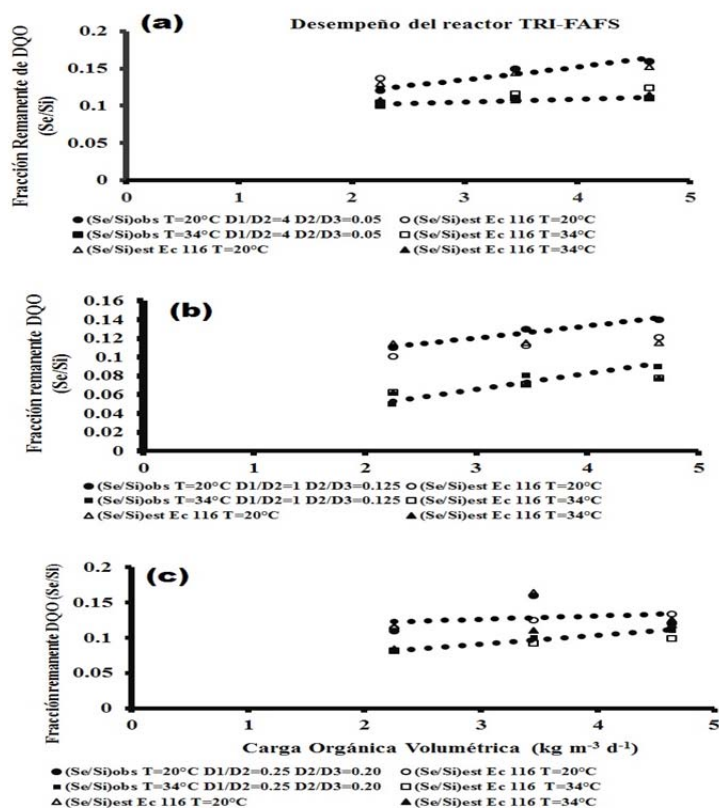
MH No. 2: variables del modelo de transformación bioquímica para (S_e/S_i) en la biopelícula del DI-FAFS, en las siguientes condiciones experimentales: a) $D_1/D_2 = 4$, $T = 20^\circ\text{C}$, $T = 34^\circ\text{C}$, b) $D_1/D_2 = 1$, $T = 20^\circ\text{C}$, $T = 34^\circ\text{C}$, c) $D_1/D_2 = 0.25$, $T = 20^\circ\text{C}$, $T = 34^\circ\text{C}$.



Fuente: Márquez, Maldonado et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b

Figura 48

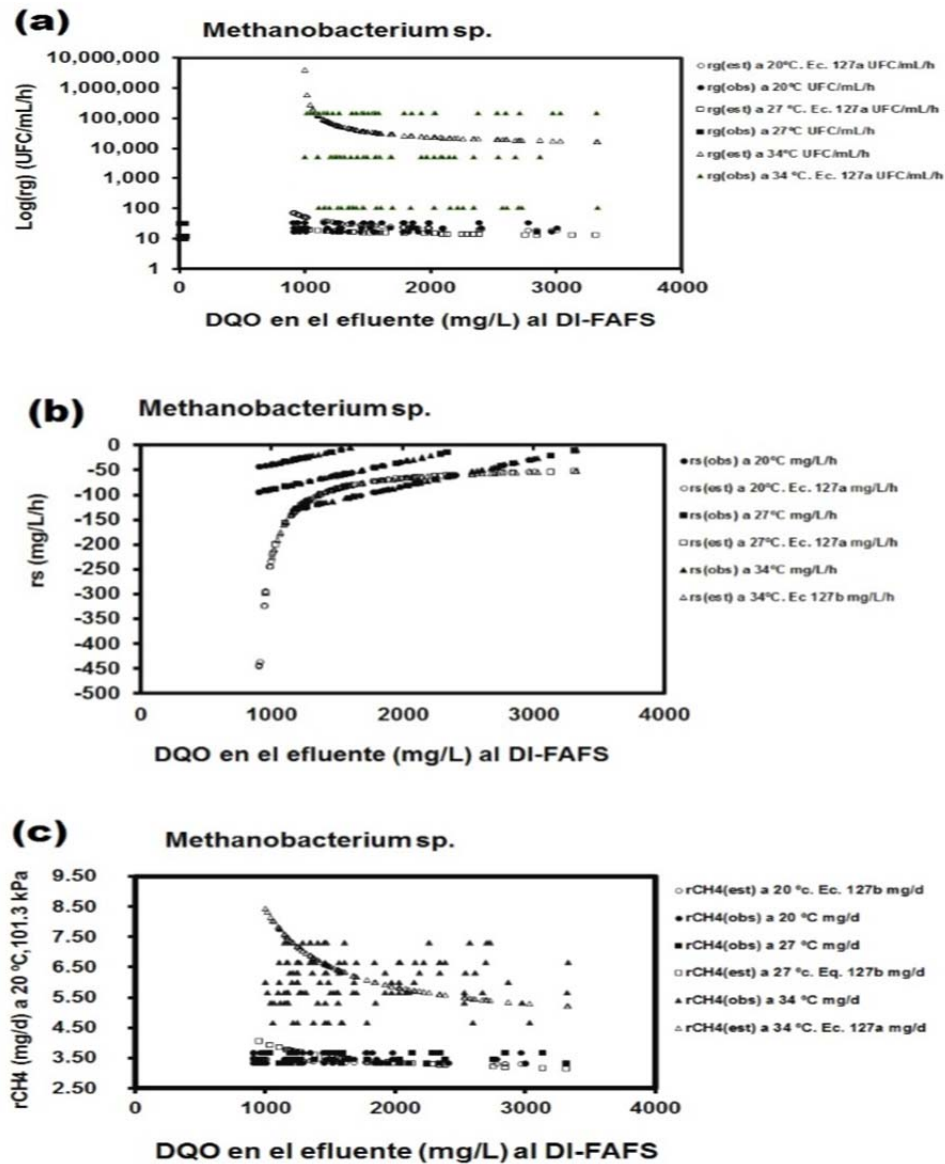
MH N ° 2: variables del modelo de transformación bioquímica para (S_e/S_i) en la biopelícula del TRI-FAFS, en las siguientes condiciones experimentales: a) $D_1/D_2 = 4$, $D_2/D_3 = 0.05$, $T = 20^\circ \text{C}$, $T = 34^\circ \text{C}$, b) $D_1/D_2 = 1$, $D_2/D_3 = 0.125$, $T = 20^\circ \text{C}$, $T = 34^\circ \text{C}$, c) $D_1/D_2 = 0.25$, $D_2/D_3 = 0.20$, $T = 20^\circ \text{C}$, $T = 34^\circ \text{C}$.



Fuente: Márquez, Maldonado et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b

Figura 49

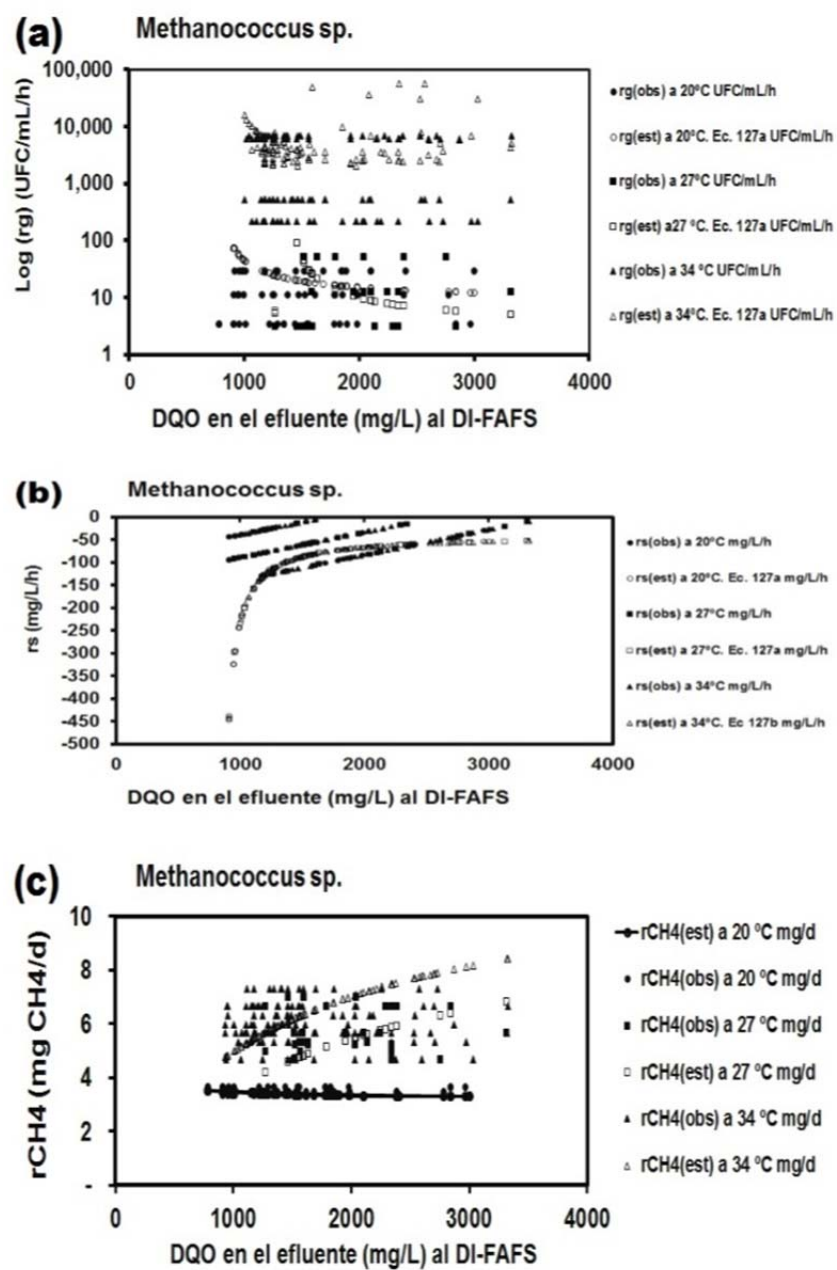
*MH N ° 5: a) Valores observados y valores estimados de la tasa de crecimiento (r_g) en el metabolismo microbiano en el efluente al DI-FAFS por *Methanobacterium* sp a 20°C , 27°C y 34°C , b) Valores observados y valores estimados mediante la Ecuación 127 de la tasa de utilización del sustrato orgánico (r_s) desempeñada por *Methanobacterium* sp a 20°C , 27°C y 34°C , a) r_g vs. DQO, b) r_s vs. DQO, c) r_{CH_4} vs DQO.*



Nota. Fuente: Maldonado et al. 2024^a

Figura 50

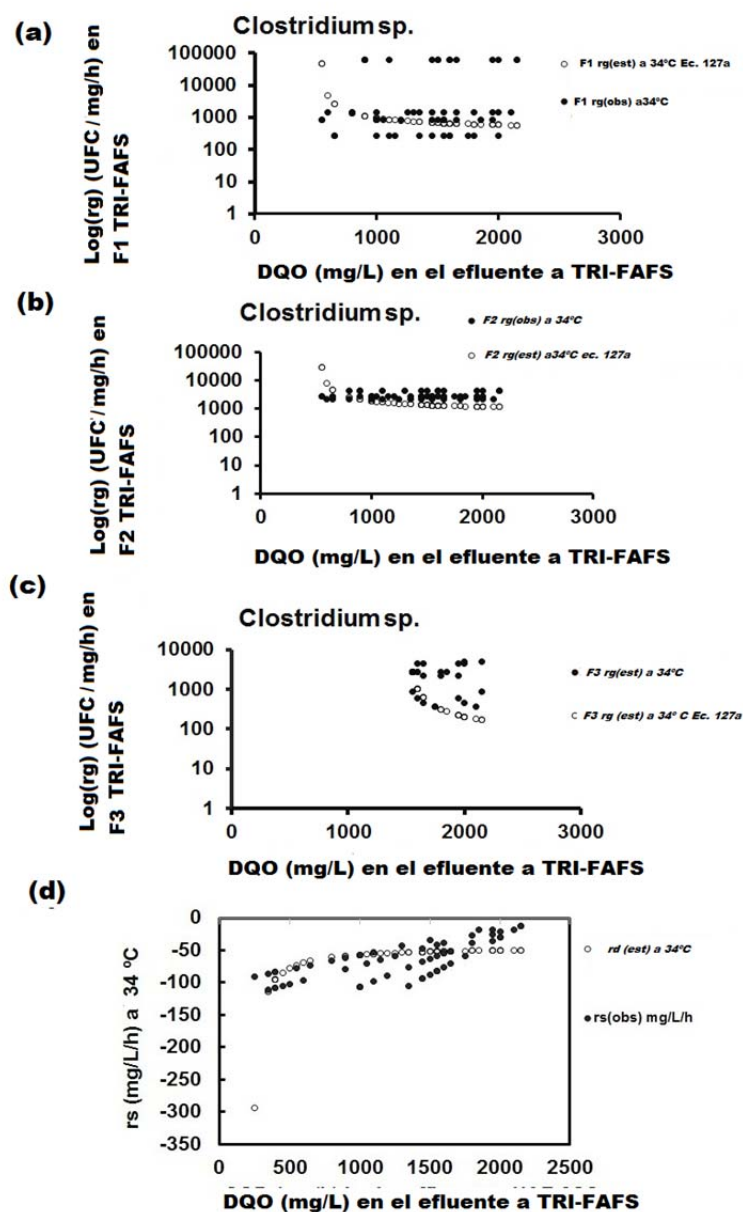
MH N ° 5: Valores observados y estimados de tasas de metabolismo microbiano en el efluente del DI-FAFS por *Methanococcus sp* a 20 °C, 27 °C y 34 °C, a) rg vs. DQO, b) rs vs. DQO, c) rCH₄ vs DQO.



Nota. Fuente: Maldonado et al. 2024a.

Figura 51

MH N ° 5: Valores observados y valores estimados de rg vs. DQO en el efluente a TRI-FAFS por Clostridium sp a 34 °C; a) Primera fase, b) Segunda fase, c) Tercera fase, d) Valores observados y estimados de rs por los microorganismos a 34 °C vs. DQO en el efluente a TRI-FAFS



Nota. Fuente: Maldonado et al. 2024a.

Validación de los MA para el Diseño de los Reactores DI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS

En la página 228 se presentan los resultados de los parámetros de ajuste estadístico en la etapa de la validación de cada uno de los dos MA para el diseño de los reactores DI-FAFS conteniendo como parámetros estadísticos para juzgar la prueba de los dos MA con un conjunto de datos diferentes a aquéllos usados en la etapa de la calibración descrita en la respuesta al objetivo No. 4. Los parámetros estadísticos empleados en la etapa de la validación de los dos MA para el diseño de los reactores DI-FAFS abarcan al número de parámetros dentro de la estructura matemática de cada ecuación (p), el número de datos usados en la etapa de la calibración (n_1), el número de datos usados en la etapa de la validación (n_2), el error cuadrático medio en la etapa de la calibración (ECMc), el error cuadrático medio en la etapa de la validación (ECMv), el error medio absoluto en la etapa de la validación (EMAv), el error medio en la etapa de la validación (EMv), el grado de libertad (GL), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la validación (F_{0v}), el estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$).

En el **MA No. 1** (Ecuación 136, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)]\right]$, (Tabla 51) (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c,2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 136 fue seis. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 19. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 8. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 0.002 y 0.02, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 0.11 y 0.085. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (247) y F_{0v} (21.46) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.09, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 1 (Ecuación 136) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En el **MA No. 2** considerando el proceso de difusión molecular horizontal (Ecuación 144, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MHT}}} \exp\left(\frac{-x^2}{4D_{MHT}t}\right)\right]$, (Tabla 51 se) (Márquez et al., 2021,2022b-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 144 fue cinco. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 19. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 8. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 31371.0 y

75648.5, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 229.34 y -167.8. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (238.89) y F_{0v} (99.07) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.03, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 2 (Ecuación 144) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En el **MA No. 2** considerando el proceso de difusión molecular vertical Ecuación 144,
$$\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^T - 20\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (\text{COV})^{-n}\right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MVT}}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{MVT}}\right)\right],$$
 (Tabla 51) (Márquez et al., 2021, 2022b-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 144 fue cinco. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 19. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 8. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 52913.2 y 28708.2, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 150.68 y -12.49. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (136.47) y F_{0v} (251.53) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.03, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 2 (Ecuación 144) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

Tabla 51

Parámetros estadísticos de ajuste en la validación de los MA para el diseño de los DI-FAFS

MA No.	Ec. No.	p	n ₁	n ₂	ECMc	ECMv	EMAv	EMv	GL	Fc	Fv	$F_{GL,n-GL-1}$	Ref.
1	(136)	6	19	8	0.002	0.02	0.11	0.085	6	247	21.46	3.09	Maldonado et al. 2018a,b, 2020, 2022b-c, 2023b
2	(144)	5	19	8	31371.0	75648.5	229.34	-167.8	5	238.89	99.07	3.03	Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b
2	(144)	5	19	8	52913.2	28708.2	150.68	-12.49	5	136.47	251.53	3.03	Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b

Nota: p: número de parámetros, n₁: número de datos en la calibración, n₂: número de datos en la validación, ECMc: error cuadrático medio en la etapa de la calibración, ECMv: error cuadrático medio en la etapa de la validación, EMAc: error medio absoluto en la etapa de la calibración, EMAv: error medio absoluto en la etapa de la validación, EMc: error medio en la etapa de la calibración, EMv: error medio en la etapa de la validación, GL: grados de libertad, F_{0c} : estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la calibración, F_{0v} : estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la validación, $F_{GL,n-GL-1}$ estadístico teórico de la función F.

Validación de los MA para el Diseño de los Reactores TRI-FAFS en la Remoción de la MO de los LRS

En la Tabla 52 se presentan los resultados de los parámetros de ajuste estadístico en la etapa de la validación de cada uno de los dos MA para el diseño de los reactores TRI-FAFS conteniendo como parámetros estadísticos para juzgar la prueba de los dos MA con un conjunto de datos diferentes a aquéllos usados en la etapa de la calibración descrita en la respuesta al objetivo No. 4. Los parámetros estadísticos empleados en la etapa de la validación de los dos MA para el diseño de los reactores DI-FAFS abarcan al número de parámetros dentro de la estructura matemática de cada ecuación (p), el número de datos usados en la etapa de la calibración (n_1), el número de datos usados en la etapa de la validación (n_2), el error cuadrático medio en la etapa de la calibración (ECMc), el error cuadrático medio en la etapa de la validación (ECMv), el error medio absoluto en la etapa de la validación (EMAv), el error medio en la etapa de la validación (EMv), el grado de libertad (GL), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la validación (F_{0v}), el estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$).

En el **MA No. 1** (Ecuación 137, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(COV)^{-n}\right] + [X \cdot f \cdot S + f(L - X \cdot f \cdot S)]\right]$, (Tabla 52) (Maldonado et al., 2018a,b,2020,2022b-c,2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 137 fue siete. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 19. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 8. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 0.0002 y 0.0006, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 0.01 y 0.006. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (118.59) y F_{0v} (47.82) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.14, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 1 (Ecuación 137) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En el **MA No. 2** considerando el proceso de difusión molecular horizontal (Ecuación 145, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(COV)^{-n}\right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MHT}t}} \exp\left(\frac{-x^2}{4D_{MHT}t}\right)\right]$, (Tabla 52) (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 145 fue seis. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 19. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 8. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron

valores de 5559.76 y 7260.66, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 61.86 y -42.90. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (53.35) y F_{0v} (40.85) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.09, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 2 (Ecuación 145) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En el **MA No. 2** considerando el proceso de difusión molecular vertical Ecuación 144, [$\frac{s_e}{s_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (\text{cov})^{-n}\right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{Mvt}}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{Mvt}}\right)$], (Tabla 52) ((Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 144 fue seis. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 19. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 8. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 5741.43 y 9009.79, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 65.13 y -36.96. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (52.31) y F_{0v} (33.33) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.09, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 2 (Ecuación 145) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

Tabla 52

Parámetros estadísticos de ajuste en la validación de los MA para el diseño de los TRI-FAFS

MA No.	Ec. No.	p	n ₁	n ₂	ECMc	ECMv	EMAv	EMv	GL	Fc	Fv	$F_{GL,n-GL-1}$	Ref.
1	(137)	7	19	8	0.0002	0.0006	0.01	0.006	7	118.59	47.82	3.14	Maldonado et al. 2018a,b,2020,2022b-c,2023b
2	(145)	6	19	8	5559.76	7260.66	61.86	-42.90	6	53.35	40.85	3.09	Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b
2	(145)	6	19	8	5741.43	9009.79	65.13	-36.96	6	52.31	33.33	3.09	Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b

Nota: p: número de parámetros, n₁: número de datos en la calibración, n₂: número de datos en la validación, ECMc: error cuadrático medio en la etapa de la calibración, ECMv: error cuadrático medio en la etapa de la validación, EMAc: error medio absoluto en la etapa de la calibración, EMAv: error medio absoluto en la etapa de la validación, EMc: error medio en la etapa de la calibración, EMv: error medio en la etapa de la validación, GL: grados de libertad, F_{0c} : estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la calibración, F_{0v} : estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la validación, $F_{GL,n-GL-1}$ estadístico teórico de la función F.

Como una muestra ilustrativa de los ajustes estadísticos reportados previamente en las etapas de la calibración y la validación de los MA No. 2 (Tablas 37-39, 51-52), para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS (Márquez et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b), representados por las

ecuaciones MA No. 2 DI-FAFS (Ecuación 144), MA No. 2 TRI-FAFS (Ecuación 145), en las Figuras 49 y 50 se incluye la descripción gráfica del MA No. 2 (Ecuaciones 144 y 145), encontrando un ajuste satisfactorio entre las predicciones de las Ecuaciones 144 y 145 a las observaciones experimentales (Márquez, Maldonado et al., 2021,2022b-c, 2023b). En las Figuras 49 y 50, la transformación bioquímica de sustratos en los FAFA-MFS muestra valores estimados de (S_e/S_i) por las Ecuaciones 144 y 145 que consideran una dirección frecuente, horizontal o vertical, dentro del licor mezcla del FAFA-MFS, incluyendo la interfaz líquido residual- biopelícula donde se producen los procesos de transporte y transformación determinados por la zona activa de la biomasa.

La zona activa de la biopelícula se define como aquella en la que los microorganismos pueden procesar el sustrato en el líquido residual afluyente que fluye a través de los reactores FAFA-MFS, mientras que la zona inactiva es aquella donde la biomasa se está desarrollando aclimatación al medio de soporte constituido por las tuberías de PVC en el arreglo experimental tanto en DI-FAFS como en TRI-FAFS (Márquez, Maldonado et al., 2021,2022b-c, 2023b).

En el **MA No. 2** (Ecuaciones 144 $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_M t}} \exp\left(\frac{-x^2}{4D_M t}\right)\right]$ y 145 $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x \left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y (COV)^{-n}\right] + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MH} t}} \exp\left(\frac{-x^2}{4D_{MH} t}\right)\right]$) (Márquez, Maldonado et al., 2021,2022b-c, 2023b), la fracción restante de DQO, (S_e/S_i) , se estima por dos componentes independientes. El componente No 1 representado por la expresión matemática exponencial (p. Ej., En DI-FAFS, $S_{DQO1} \exp\left[-k_{ep}(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^p (COV)^{-n}\right]$, el cual está asociado a los procesos de transformación extra e intracelulares de sustratos particulados y solubles biodegradables, como en el primero la adsorción y la hidrólisis, mientras que en el segundo, los procesos de transformación intracelulares de sustratos solubles, como la fermentación / oxidación anaeróbica, acidogénesis y metanogénesis. En cuanto al componente No. 2 está representado por la expresión matemática exponencial (p. ej., en DI-FAFS, $\frac{(S_{COD})_i}{\sqrt{4\pi D_M t}} \exp\left(\frac{-x^2}{4D_M t}\right)$, está relacionado con los procesos de transporte por difusión molecular de sustratos solubles biodegradables en la interfaz líquido residual-biopelícula favoreciendo la ocurrencia de procesos de transformación intracelulares como la fermentación / oxidación anaeróbica, acidogénesis y metanogénesis.

El componente No. 1 de (S_e / S_i) representa una fracción con un aumento progresivo a medida que el sustrato del efluente se ve influenciado por la disminución de la temperatura del medio acuoso (Figuras 49 y 50). El componente No. 1 es una fracción entre 20 y 30 % en el total de (S_e / S_i)

para DI-FAFS, representado por $S_e/S_{i_{est1}}$ (Figura 49) y menor que 0.1 en el total de (S_e / S_i) para TR-FAFS (Figura 50). En general, el coeficiente k toma valores que son susceptibles al cambio con la temperatura en un rango entre 3 y 7 d⁻¹. Los valores de k indican una ejecución lenta asociada a los procesos de transformación extra e intracelulares de sustratos solubles y particulados, como la adsorción y la hidrólisis. La lenta biodegradación de los sustratos solubles y particulados podría ser debido a inhibición de enzimas muy posiblemente por causa del material particulado (Márquez, Maldonado et al., 2021,2022b-c, 2023b). Según Álvarez y Guevara 2003, Guevara (2016), con respecto a la inhibición o inactivación de enzimas, indican que algunas transformaciones co-metabólicas como la co-oxidación aerobia de TC mediante bacterias degradantes de metano, producen intermediarios tóxicos (radicales libres) que inactivan la enzima, Se ha reportado que también las arcillas, materia coloidal y sustancias húmicas, adsorben e impiden la actividad de algunas enzimas extracelulares (Ej. Degradantes de proteínas).

El componente No. 2 en el modelo acoplado tiende a ser constante y dependiente de parámetros como el tiempo de retención hidráulica, el espesor de la biopelícula y la extensión del FAFA-MFS dónde los procesos de difusión molecular puedan ser llevados a cabo, en una de las dos direcciones principales, en las que pueden ocurrir los procesos de transporte y transformación bioquímica de los sustratos solubles. Estos parámetros pueden ser variables controladas externamente como tiempo de retención hidráulica o desarrollados internamente como la biomasa en sus diferentes fases de crecimiento (retraso, exponencial, estacionaria y endógena). El componente No. 2, difusión molecular y transformación bioquímica y el licor mezcla del FAFA-MFS, explica entre el 70 y el 80 % de la variación en la relación (S_e / S_i) . Este componente está asociado con el proceso intracelular (Márquez, Maldonado et al., 2021,2022b-c, 2023b)

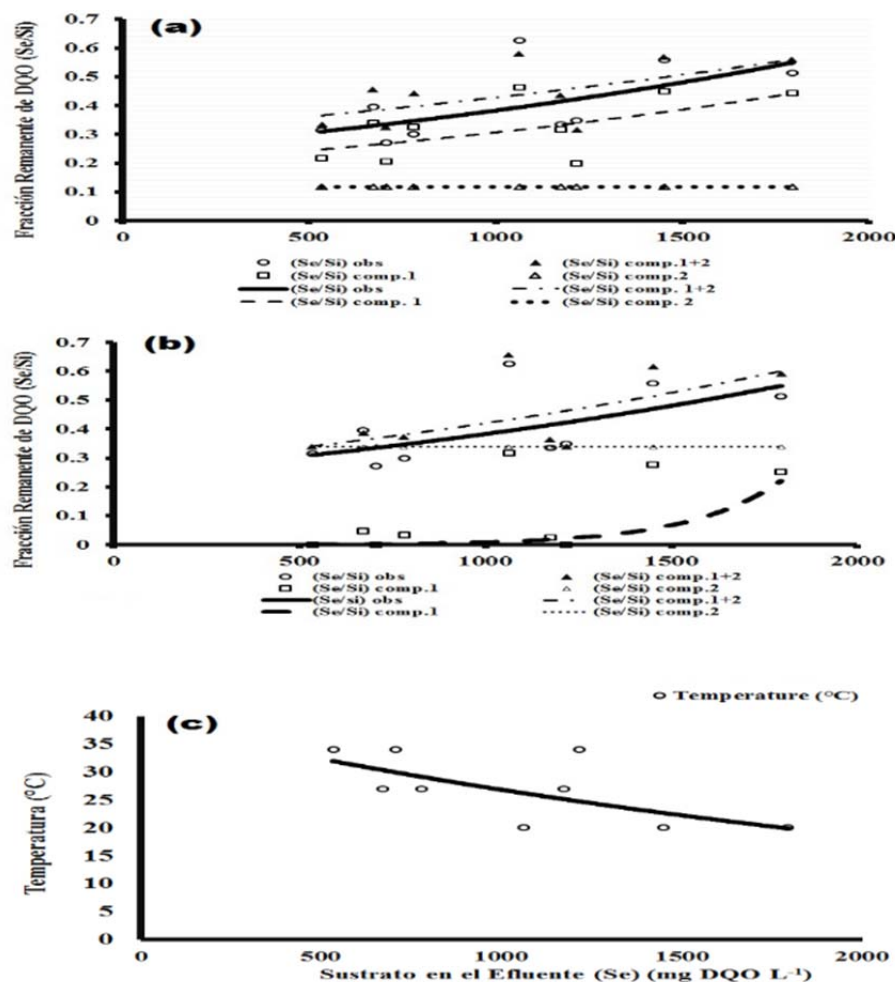
Las Figuras 52 y 53 muestran una predicción adecuada de la fracción remanente de DQO total como resultado de la combinación de los componentes No. 1 y No. 2 para estimar la relación (S_e / S_i) . El componente No. 1 representa una pequeña fracción asociada a los procesos de transformación extra e intracelulares como la adsorción, almacenamiento e hidrólisis de DQO biodegradable en partículas (lentamente) y subsecuente biodegradación intracelular. El componente No. 2 es el más significativo en la respuesta obtenida a los procesos transporte intracelulares de sustrato biodegradable soluble que conducen a los procesos de transformación intracelulares (Márquez, Maldonado et al., 2021,2022b-c, 2023b).

El coeficiente de difusión molecular (D_M) representa el proceso de transporte extra e intracelular que da lugar a la ocurrencia de la tasa de utilización del sustrato a escala intracelular ya

que el sustrato está extendido en la región cubierta por la biopelícula de acuerdo con la dirección del transporte del sustrato. La velocidad de transporte y transformación del sustrato es significativamente diferente entre el movimiento horizontal y vertical. En el primero, la profundidad efectiva corresponde al espesor de la biopelícula cerca del radio de las tuberías de PVC empleadas como medio de soporte abracando una superficie máxima asociada al diámetro del tubo en cada fase del FAFA-MFS, mientras que, en el segundo, la profundidad efectiva está asociada a la profundidad del filtro (D) que varía entre $0.25 D$ y D (Márquez, Maldonado et al., 2021, 2022b-c, 2023b).

Figura 52

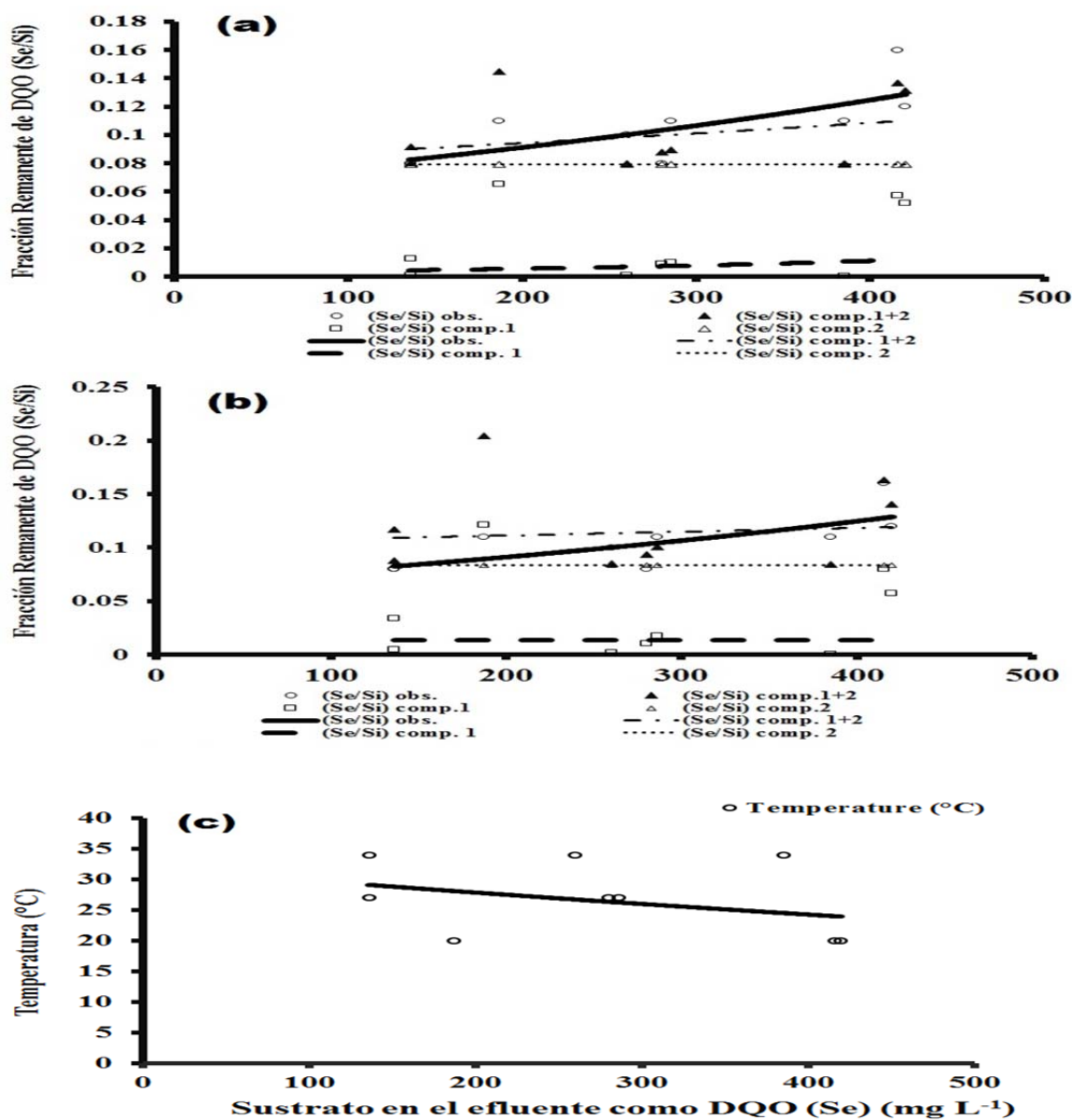
MA No. 2: variables del MA para S_e/S_i estimada por los modelos de transporte y transformación bioquímica propuestos para el DI-FAFS bajo la siguiente dirección de transporte del sustrato y condiciones experimentales: a) difusión molecular horizontal, b) difusión molecular vertical c) sustrato efuente obtenido de acuerdo con la T (°C) del medio acuoso.



Fuente: Márquez, Maldonado et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b

Figura 53

MA dinámico-transporte difuso: variables del MA para S_e/S_i estimada por los modelos de transporte y transformación bioquímica propuestos para el TRI-FAFS bajo la siguiente dirección de transporte del sustrato y condiciones experimentales: a) difusión molecular horizontal, b) difusión molecular vertical c) sustrato efluente obtenido de acuerdo con la $T(^{\circ}\text{C})$ del medio acuoso.



Fuente:

Fuente: Márquez, Maldonado et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b, Márquez et al (in press).

Validación de los Modelos Acoplados Adicionales para el Diseño de los Reactores DI-FAFS para la Remoción de la MO de los LRS

En la Tabla 53 se presentan los resultados de los parámetros de ajuste estadístico en la etapa de la validación de cada uno de los cinco MA adicionales para el diseño de los reactores DI-FAFS conteniendo como parámetros estadísticos para juzgar la prueba de los cinco MA adicionales con un conjunto de datos diferentes a aquéllos usados en la etapa de la calibración descrita en la respuesta al objetivo No. 4. Los parámetros estadísticos empleados en la etapa de la validación de los dos MA para el diseño de los reactores DI-FAFS abarcan al número de parámetros dentro de la estructura matemática de cada ecuación (p), el número de datos usados en la etapa de la calibración (n_1), el número de datos usados en la etapa de la validación (n_2), el error cuadrático medio en la etapa de la calibración (ECMc), el error cuadrático medio en la etapa de la validación (ECMv), el error medio absoluto en la etapa de la validación (EMAv), el error medio en la etapa de la validación (EMv), el grado de libertad (GL), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la validación (F_{0v}), el estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$).

En el **MA No. 3** (Ecuación 146, $\left[\frac{s_e}{s_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{s_e}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV\right]$, (Tabla 53) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 146 fue ocho. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 0.003 y 0.006, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 0.05 y 0.004. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (161.64) y F_{0v} (85.58) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.23, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 3 (Ecuación 146) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En el **MA No. 4** (Ecuación 148, $\left[\frac{s_e}{s_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{s_i}{(COV+b)} + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{Mvt}}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{Mvt}}\right)\right]$, (Tabla 53) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 148 fue siete. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de

0.006 y 0.005, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 0.05 y 0.02. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (89.57) y F_{0v} (125.62) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.14, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 4 (Ecuación 148) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En el **MA No. 5** Ecuación 149,
$$\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (COV)^{-n} \right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{Mvt}}} \exp \left(\frac{-z^2}{4D_{Mvt}} \right) \right],$$
 Tabla 43) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 149 fue siete. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 0.004 y 0.007, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 0.06 y -0.02. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (145.41) y F_{0v} (78.81) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.14, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 5 (Ecuación 149) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En el **MA No. 6** (Ecuación 150,
$$\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (COV)^{-n} \right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{Mvt}}} \exp \left(\frac{-z^2}{4D_{Mvt}} \right) \right],$$
 (Tabla 53) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 150 fue nueve. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 17. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 10. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 0.01 y 0.005, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 0.07 y 0.01. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (10.8) y F_{0v} (34.02) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.39, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 6 (Ecuación 150) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En el **MA No. 7** (Ecuación 152,
$$\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[-k_1(A)^{T-20} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x (COV)^{-n} \right] + k_2 \frac{S_i}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{Mvt}}} \exp \left(\frac{-z^2}{4D_{Mvt}} \right) \right],$$
 (Tabla 53) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), el número de parámetros dentro

de la Ecuación 152 fue nueve. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 17. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 10. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 0.01 y 0.01, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 0.09 y -0.002. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (15.18) y F_{0v} (16.90) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.39, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No.7 (Ecuación 152) para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

Tabla 53

Parámetros estadísticos en la validación de los MA adicionales para el diseño de los DI-FAFS

MA No.	Ec. No.	p	n ₁	n ₂	ECMc	ECMv	EMAv	EMv	GL	Fc	Fv	$F_{GL,n-GL-1}$	Ref.
3	(146)	8	18	9	0.003	0.006	0.05	0.004	8	161.64	85.58	3.23	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
4	(148)	7	18	9	0.006	0.005	0.05	0.02	7	89.57	125.62	3.14	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
5	(149)	7	18	9	0.004	0.007	0.06	-0.02	7	145.41	78.81	3.14	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
6	(150)	9	17	10	0.01	0.005	0.07	0.01	9	10.8	34.02	3.39	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
7	(152)	9	17	10	0.01	0.01	0.09	-0.002	9	15.18	16.90	3.39	Maldonado et al. 2023a,b.2024b

Nota: p: número de parámetros, n₁: número de datos en la calibración, n₂: número de datos en la validación, ECMc: error cuadrático medio en la etapa de la calibración, ECMv: error cuadrático medio en la etapa de la validación, EMAc: error medio absoluto en la etapa de la calibración, EMAv: error medio absoluto en la etapa de la validación, EMc: error medio en la etapa de la calibración, EMv: error medio en la etapa de la validación, GL: grados de libertad, F_{0c} : estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la calibración, F_{0v} : estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la validación, $F_{GL,n-GL-1}$ estadístico teórico de la función F.

Validación de los Modelos Acoplados Adicionales para el Diseño de los Reactores TRI-FAFS para la Remoción de la MO de los LRS

En la Tabla 54 se presentan los resultados de los parámetros de ajuste estadístico en la etapa de la validación de cada uno de los tres MA adicionales para el diseño de los reactores TRI-FAFS conteniendo como parámetros estadísticos para juzgar la prueba de los tres MA adicionales con un conjunto de datos diferentes a aquéllos usados en la etapa de la calibración descrita en la respuesta al objetivo No. 4. Los parámetros estadísticos empleados en la etapa de la validación de los dos MA para el diseño de los reactores TRI-FAFS abarcan al número de parámetros dentro de la estructura matemática de cada ecuación (p), el número de datos usados en la etapa de la calibración (n₁), el número de datos usados en la etapa de la validación (n₂), el error cuadrático medio en la etapa de la calibración (ECMc), el error cuadrático medio en la etapa de la validación (ECMv), el error medio

absoluto en la etapa de la validación (EMAv), el error medio en la etapa de la validación (EMv), el grado de libertad (GL), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la validación (F_{0v}), el estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$).

En el **MA No. 3** (Ecuación 147, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(\text{COV})^{-n}\right] + k_2 \frac{S_e}{(\text{COV}+b)} + m \cdot f \cdot \text{COV}\right]$, (Tabla 54) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 147 fue nueve. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 0.0003 y 0.0003, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 0.01 y 0.001. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (74.41) y F_{0v} (15.99) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.44, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 3 (Ecuación 147) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En el **MA No. 6** (Ecuación 151, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(\text{COV})^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(\text{COV}+b)} + m \cdot f \cdot \text{COV} + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MVT}}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{MVT}}\right)\right]$, (Tabla 54) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 151 fue nueve. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la calibración y la validación dieron valores de 0.0003 y 0.0007, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 0.02 y -0.0002. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (64.24) y F_{0v} (29.38) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.39, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No. 6 (Ecuación 150) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

En el **MA No. 7** (Ecuación 153, $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x\left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y(\text{COV})^{-n}\right] + k_2 \frac{S_i}{(\text{COV}+b)} + m \cdot f \cdot \text{COV} + \frac{1}{\sqrt{4\pi D_{MVT}}} \exp\left(\frac{-z^2}{4D_{MVT}}\right)\right]$, (Tabla 54) (Maldonado et al., 2023a,b.2024b), el número de parámetros dentro de la Ecuación 153 fue diez. El número de datos usados en la etapa de la calibración fue 18. El número de datos usados en la etapa de la validación fue 9. Los errores cuadráticos medios en las etapas de la

calibración y la validación dieron valores de 0.0003 y 0.0009, respectivamente. Los errores EMA y EM dieron 0.02 y -0.007. Los estadísticos de prueba F_0 , representados por F_{0c} (54.39) y F_{0v} (22.22) dieron valores mayores al estadístico teórico de la función F obtenido desde tablas de la función F asumiendo un nivel de significancia (α) de 0.05 ($F_{GL,n-GL-1}$) = 3.35, confirmando la significancia estadística de los parámetros dentro del MA No.7 (Ecuación 152) para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS.

Tabla 54

Parámetros estadísticos en la validación de los MA adicionales para el diseño de los TRI-FAFS

MA No.	Ec. No.	p	n ₁	n ₂	ECMc	ECMv	EMAv	EMv	GL	Fc	Fv	$F_{GL,n-GL-1}$	Ref.
3	(147)	9	18	9	0.0003	0.0003	0.01	0.001	9	74.41	15.99	3.443	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
6	(151)	9	18	9	0.0003	0.0007	0.02	-0.0002	9	64.24	29.38	3.39	Maldonado et al. 2023a,b.2024b
7	(153)	10	18	9	0.0003	0.0009	0.02	-0.007	10	54.39	22.22	3.35	Maldonado et al. 2023a,b.2024b

Nota: p: número de parámetros, n₁: número de datos en la calibración, n₂: número de datos en la validación, ECMc: error cuadrático medio en la etapa de la calibración, ECMv: error cuadrático medio en la etapa de la validación, EMAc: error medio absoluto en la etapa de la calibración, EMAv: error medio absoluto en la etapa de la validación, EMc: error medio en la etapa de la calibración, EMv: error medio en la etapa de la validación, GL: grados de libertad, F_{0c} : estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la calibración, F_{0v} : estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la validación, $F_{GL,n-GL-1}$ estadístico teórico de la función F.

Discusión de Resultados de la Validación de los Modelos Híbridos y Acoplados para el Diseño de los FAFA-MFS en la Remoción de MO de los LRS

La validación de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS en la remoción de MO de los LRS se lleva a cabo comparando los parámetros de ajustes estadísticos en las etapas de calibración y la validación para los MH y MA para el diseño de los reactores representando a los FAFA-MFS, DI-FAFS y TRI-FAFS con los parámetros de ajuste estadístico en las etapas de la calibración y la validación desde otros reactores biológicos, incluyendo CBR, FP y UASB, los cuales trataron LRS del RSLC, ubicado en la municipalidad de Pamplona, Colombia, cuya caracterización de LRS es presentada en la Tabla 54 (Maldonado et al. ,2023a,b.2024b), condiciones experimentales de muestreo y operación de estos reactores son mostradas en la Tabla 9A (Maldonado et al. 2023a,b.2024a-c), y esquema de arreglo experimental en la Figura 7A (Maldonado et al., 2023a,b.2024a-c).

En la Tabla 47 se presentan los parámetros de ajustes estadístico que representan a la etapa de la validación incluyendo estadísticos de ajustes en la etapa de la calibración de una muestra de los MH y los MA para el diseño de algunos de los principales reactores biológicos para el tratamiento de las aguas residuales, siendo calibrados y validados con características operacionales mostradas en la Tabla 9A, y comparados con los parámetros de ajustes en la etapa de la validación de los FAFA-MFS, que han sido reportados en la respuesta al objetivo 5. Entre los MH, se incluyen al MH No. 2 (Maldonado et al., 2023a,b,2024b) y el MH No. 5 (Maldonado et al. 2024a-c) mientras que, entre los MA, se incluyen a los MA No.3 hasta MA No.7 (Maldonado et al., 2023a,b,2024b). La aproximación de los MH y MA para los reactores CBR, FP y UASB, que originalmente han sido ajustados a las características del arreglo experimental de los FAFA-MFS, ha implicado formular los MH y MA para un caso específico de los MH y los MA propuestos en la respuesta al objetivo No. 3, dónde los exponentes que acompañan a las relaciones de profundidad de los FAFA-MFS correspondiendo a x y y han tomado el valor de cero (Maldonado et al. 2023a,b,2024b) .

Los parámetros estadísticos empleados en la etapa de la validación de los seis MH y MA para el diseño de los reactores CBR, FP y UASB abarcaron al número de parámetros dentro de la estructura matemática de cada ecuación (p), el número de datos usados en la etapa de la calibración (n_1), el número de datos usados en la etapa de la validación (n_2), el coeficiente de determinación (R^2), el coeficiente de determinación ajustado (R_{ajust}^2), el error medio absoluto en la etapa de la calibración (EMAc), el error medio absoluto en la etapa de la validación (EMAv), el error medio en la etapa de la calibración (EMc), el error medio en la etapa de la validación (EMv), los parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la validación (F_{0v}), el estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$).

Comparación de la Etapa de la Validación de los Modelos Híbridos y Acoplados para el Diseño de los FAFA-MFS en la Remoción de MO de los LRS. En forma sintetizada de los resultados con respecto a los estadísticos de ajustes en la etapa de la validación de los MH y MA para el diseño de los FAFA-MFS que han sido presentados para los MH DI-FAFS (Tabla 43), MH TRI-FAFS (Tabla 49), MA DI-FAFS (Tabla 50), MA TRI-FAFS (Tabla 41), MA adicionales DI-FAFS (Tabla 52) y MA adicionales TRI-FAFS (Tabla 48), se pueden indicar los siguientes aspectos:

- 1) Los intervalos de los parámetros de los MH variaron en el DI-FAFS y TRI-FAFS desde 2 hasta 7, mientras en los MA DI-FAFS y TRI-FAFS desde 5 hasta 10.

- 2) Tanto para los MH como para los MA, las cantidades de datos variaron en las etapas de calibración y validación entre 17 y 20, así como 7 y 10, respectivamente.
- 3) Los EMAC en la predicción de la concentración del sustrato en el efluente (S_e) de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS asociados a los MH No. 1 a MH No. 3, predicción de la relación (S_e/S_i), MH No. 4 y MH No. 6, MA No. 1 a MA No. 7 y la tasa de utilización de sustratos (SUR, en inglés) ($r_{m,s}$) en el MH No. 5, resultaron la mayoría de las veces ligeramente menores o con diferencias poco significativas con respecto a los EMAv en la etapa de la validación con respecto a la etapa de la calibración, siendo un índice de respuesta satisfactoria de predicción de los MH para la predicción de (S_e), (S_e/S_i) y SUR en los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.
- 4) Tanto en las etapas de la calibración como de la validación de los MH y los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, el cien por ciento de las veces, el estadístico estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la validación (F_{0v}), resultaron mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$), con un nivel de significancia de 0.05, conduciendo a aceptar la hipótesis nula de que la totalidad de los coeficientes o parámetros son significativos dentro de la estructura matemática de los MH y los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.

Comparación de la Etapa de la Validación de los Modelos Híbridos y Acoplados para el Diseño de los FAFA-MFS con otros Reactores en la Remoción de MO de los LRS. Con respecto a otros reactores biológicos, específicamente CBR, FP y UASB, tratando LRS a temperaturas de operación entre 16 y 20 °C (Tabla 9A), a continuación, se presenta la comparación de los resultados en las etapas de la calibración y de la validación de algunos MH y MA para el diseño de los FAFA-MFS y otros reactores biológicos (Maldonado et al., 2024a-c);

El **MH No. 2** (Tabla 55, Maldonado et al. 2023a,b,2024b), representado por las Ecuaciones 114 y 116, contuvo 3 parámetros resultó ser ajustada con una cantidad de datos para las etapas de calibración y validación variando entre 8 y 18 datos, 9 y 19, respectivamente. Los coeficientes de determinación (R^2), y (R_{ajust}^2), variaron hasta 0.84 indicando una predicción razonable para los valores de la variable de respuesta, la relación (S_e/S_i). Los EMAC dieron similares a los EMAv, resultando en diferencias poco significativas. Los EMc resultaron en el orden de 10^3 veces menores a los EMv,

ambos cercanos a cero. El cien por ciento de las veces, el estadístico estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la validación (F_{0v}), resultaron mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$), con un nivel de significancia de 0.05, conduciendo a aceptar la hipótesis nula de que la totalidad de los coeficientes o parámetros son significativos dentro de la estructura matemática de los MH No. 1 para el diseño de los reactores CBR, FP y UASB. Los resultados obtenidos en todos los parámetros estadísticos fueron similares al desempeño del MH No.2 para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.

El **MH No. 5** (Tabla 55, Maldonado et al. 2024a-c) representado por las Ecuaciones 127 y 130, contuvo entre 2 y 3 parámetros, respectivamente, resultaron ser ajustados con una cantidad de datos para las etapas de calibración y validación variando entre 8 y 18 datos, 9 y 19, respectivamente. Los coeficientes de determinación (R^2), y (R_{ajust}^2), variaron hasta 0.66, indicando una predicción razonable para los valores de la variable de respuesta, la relación (S_e/S_i). Los EMaC dieron ligeramente inferiores a los EMaV, resultando en diferencias poco significativas. Los EMc resultaron ligeramente menores a los EMv, ambos cercanos a cero. El cien por ciento de las veces, el estadístico estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la validación (F_{0v}), resultaron mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$), con un nivel de significancia de 0.05, conduciendo a aceptar la hipótesis nula de que la totalidad de los coeficientes o parámetros son significativos dentro de la estructura matemática de los MH No. 5 para el diseño de los reactores CBR, FP y UASB. Los resultados obtenidos en todos los parámetros estadísticos fueron similares al desempeño del MH No. 5 para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.

Como una muestra ilustrativa en la etapa de la validación del MH No. 5 para los cinco reactores biológicos (CBR, FP, UASB, DI-FAFS y TRI-FAFS) tratando LRS, en la Figura 9A se presenta una comparación de la tasa de utilización de sustratos estimada versus la DQO (Figura 9Aa) y la temperatura (Figura 9Ab). Los valores predichos de SUR contra la DQO en el efluente mediante el uso de las Ecuaciones 127 y 130, y la influencia de la temperatura en el CBR, FP, UASB, DI-FAFS y TRI-FAFS, se pueden observar, encontrando que la remoción de la DQO por la mayoría de los biorreactores alcanzó una SUR que varió entre -100 y -400 $\text{mg L}^{-1} \text{h}^{-1}$. El mejor desempeño en la remoción de DQO se puede asociar al reactor UASB (-600 a -1000 $\text{mg L}^{-1} \text{h}^{-1}$). En el reactor UASB, a medida que se lleva a cabo el proceso de tratamiento, la biomasa continúa creciendo. El inventario de

sólidos aumenta. Esto da como resultado el aumento de la profundidad del manto. A medida que aumenta la profundidad del manto debido a la acumulación de sólidos, la efectividad del separador sólidos-gas o sólidos-efluente tratado disminuye. Para reducir el manto o reducir la acumulación de sólidos en el proceso, los sólidos se retiran a nivel del manto (Wang et al., 2009).

Los reactores FAFA-MFS mostraron una SUR similar a la mayoría de los reactores de biomasa fija y suspendida (Figura 9A). La separación en dos etapas (DI-FAFS) y tres etapas (TRI-FAFS) podría haber contribuido a disminuir la tasa de crecimiento de los microorganismos (Figuras 24 y 35), debido a que la SUR fue menor en el reactor DI-FAFS (35 a 43 mg L⁻¹ h⁻¹, Ecuación 127, entre 38 y 47 mg L⁻¹ h⁻¹, Ecuación 130,, Tabla 32) y en el reactor TRI-FAFS (36 a 43 mg L⁻¹ h⁻¹, Ecuación 127, entre 39 y 47 mg L⁻¹ h⁻¹, Ecuación 130,, Tabla 34) que en el reactor UASB, dónde tomó valores promedio de 247 mg L⁻¹ h⁻¹ (Ecuación 127, Tabla 54, Figura 9Aa) y 254 mg L⁻¹ h⁻¹ (Ecuación 130, Tabla 54, Figura 9Aa).

Freytez et al. (2021, 2022, 2023a, 2023b), reportaron valores de SUR para el SBR operando en una fase biológica mixta usando biomasa granular bajo la secuencia de aireación (óxica , anaeróbica- óxica) y duración del ciclo (6 y 24 h), obteniendo SUR-DQO (-100 y -200 mg L⁻¹ h⁻¹) y para el SBR trabajando en una secuencia biológica (óxica I-anóxica- óxica II) (-48 y -75 mg L⁻¹ h⁻¹), siendo similares al SUR observado en los cinco biorreactores bajo el estudio actual.

En otro estudio, Cárdenas et al. (2022) informaron valores de SUR para la atenuación natural por la biomasa indígena en el río Tucutunemo. Los valores de SUR obtenidos a partir del metabolismo microbiano autóctono para la biodegradación de pesticidas organoclorados (DDT (pp '-DDT, pp '-DDE, pp '-DDD, op '-DDT, op '-DDE) y DRIN (Aldrin , Eldrin , Dieldrin) a una escala a lo largo del río variaron de -5x10⁻⁷ a 5x10⁻⁷ µg L⁻¹ m⁻¹ considerando DDT y DRIN, z ondntrziones en una magnitud de 0.005 a 0.05 µg L⁻¹. Al comparar con el estudio actual, los valores SUR en los cinco biorreactores (Figura 9A) resultan difíciles de relacionar debido a que en el primero, la base es el tiempo y mientras que en el segundo la base es la longitud del río.

El coeficiente de saturación (Ks) resultó en un rango de valores medios en la calibración de las Ecuaciones 127 y 130 para CBR de 483 a 495 mg L⁻¹ (Tabla 46), FP entre 8379 y 15190 mg L⁻¹ (Tabla 47), para UASB entre 743 y 787 mg L⁻¹ (Tabla 48), para DI-FAFS entre 728 y 830 mg L⁻¹ (Tabla 27), para TRI-FAFS entre 744 y 869 mg L⁻¹ (Tabla 34). Los resultados de Ks en los reactores de biomasa suspendida están en el orden de magnitudes a los reportados para el reactor de Proceso de

Contacto Anaeróbico (ACP) por Lawrence y McCarty (1969) de 333 mg L⁻¹ a 30 °C (Tabla 51), así como 869 mg L⁻¹ a 930 mg L⁻¹ a 25 °C por Lawrence (1971) (Tabla 51).

En el caso de los reactores de biomasa fija, varios estudios en diferentes reactores de biomasa fija (p. ej. filtro empacado de flujo ascendente (UPF), lecho fluidizado anaeróbico de flujo ascendente (UAFB), lecho expandido de flujo ascendente (UEB) y de Múltiples Etapas separadas FAFA-MFS (DI-FAFS, TRI-FAFS) han indicado valores de K_s a partir de la calibración de la ecuación de Monod. Dentro de los estudios, Lindgren (1983) obtuvo K_s en un valor medio de 3200 mg L⁻¹ en un rango de temperatura de 20 a 35 °C para el reactor UPF, Viraraghavan y Varadarajan (1995) experimentaron con tres rangos de temperaturas y los resultados oscilaron K_s variaron entre 448 y 500 mg L⁻¹ para temperaturas entre 5 y 20 °C, entre 1204 y 1808 mg L⁻¹ a 12-30 °C y finalmente entre 645 y 1000 mg L⁻¹ a 16 hasta 30 °C. Estos resultados de valores de K_s en otros estudios están en la proximidad de los estimados para los reactores FAFA-MFS, así como también son significativamente diferentes a los encontrados para el reactor FP. Para los reactores FAFA-MFS, los valores de K_s resultaron menores que el rango de DQO en el efluente. Esto confirma que los microorganismos están en una etapa exponencial de crecimiento con tendencia a la etapa estacionaria, como se puede observar en las Figuras 24 y 35 para reactores FAFA-MFS a diferentes temperaturas y número de etapas separadas. Para el FP, el hecho podría estar asociado a una condición de inicio de la etapa exponencial (Metcalf y Eddy, 1991). Otra implicación sobre los valores estimados para el coeficiente K_s, es que al resultar una fracción menor que la DQO en el efluente, este hecho estaría significando que siempre hubo un exceso de alimento alrededor de los microorganismos. Una explicación potencial adicional sobre los resultados encontrados para el coeficiente K_s de la ecuación de Monod se apoya en el hecho de que los valores calculados fueron menores que la DQO en el efluente para la mayoría de los reactores de biomasa fija y suspendida. Estos resultados implican que muy probablemente hubo una afinidad moderada de los microorganismos por el sustrato representado por los LRS producidos en RSG y RSLC (Metcalf y Eddy, 1991). Bajo esta condición, la tasa de metabolismo y crecimiento podría ser sólo una función de la capacidad de los organismos para procesar el sustrato. La afinidad moderada de los microorganismos por el sustrato confirma la necesidad de analizar el crecimiento microbiano en la etapa de crecimiento exponencial de los microorganismos en los reactores de biomasa fija y suspendida, de igual manera esto se ha afirmado para SBR en Freytez et al , (2023b) y Metcalf y Eddy, (1991) .

En las Tablas 32, 34, 46-55 se puede observar que los parámetros cinéticos ligados a la tasa máxima de utilización del sustrato ($r_{(s,m)}$) y el coeficiente de saturación (K_s) han dado valores similares

entre las Ecuaciones 127 y 130. Este hecho podría estar significando que el efecto del factor de corrección por temperatura incluido desde la ecuación de Van't Hoff (1884) no provocó una diferencia importante en los resultados de los valores predichos de SUR de ambas ecuaciones (Figura 9A).

El ajuste estadístico de la estimación a partir de las Ecuaciones 127 y 130 a las observaciones representadas por el coeficiente de determinación (R^2) resultó variando principalmente entre 0,5 y 0,67. Según Gutiérrez y De La Vara (2008) indican que para efectos de predicción se recomienda un coeficiente de determinación ajustado de al menos 0,7. En general, tanto EMAC como EMc en la etapa de calibración fueron menores que EMAv y EMv en la etapa de validación. De la misma manera, EMc y EMv tendieron a tomar valores cercanos a cero, lo que sugiere que los valores observados son los mismos que los valores predichos por las Ecuaciones 127 y 130 en los cinco biorreactores.

El **MH No. 6** (Tabla 55, Maldonado et al. 2023a,b.2024b), representado por las Ecuaciones 131 $\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_e}{(COV+b)}$ y 132 $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x \left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_e}{(COV+b)} \right]$, contuvo 5 parámetros resultó ser ajustado con una cantidad de datos para la etapa de calibración de 18 datos y la etapa de la validación variando entre 1 y 8 datos, respectivamente. Los coeficientes de determinación (R^2), y (R^2_{ajust}), variaron hasta 0.60, indicando una predicción razonable para los valores de la variable de respuesta, la relación (S_e/S_i). Los EMAC dieron inferiores a los EMAv, resultando en diferencias poco significativas. Los EMc resultaron en el orden de 10^3 veces menores a los EMv, ambos cercanos a cero. El cien por ciento de las veces, el estadístico estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la validación (F_{0v}), resultaron mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$), con un nivel de significancia de 0.05, conduciendo a aceptar la hipótesis nula de que la totalidad de los coeficientes o parámetros son significativos dentro de la estructura matemática de los MH No. 6 para el diseño de los reactores CBR, FP y UASB. Los resultados obtenidos en todos los parámetros estadísticos fueron similares al desempeño del MH No.6 para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.

El **MA No. 3** (Tabla 55, Maldonado et al. 2023a,b.2024b), representado por las Ecuaciones 146 $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_e}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV \right]$ y 147 $\left[\frac{S_e}{S_i} = \exp\left[-k_1(A)^{T-20}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^x \left(\frac{D_2}{D_3}\right)^y (COV)^{-n}\right] + k_2 \frac{S_e}{(COV+b)} + m \cdot f \cdot COV \right]$ contuvo 7 parámetros resultó ser

ajustado con una cantidad de datos para la etapa de calibración de 18 datos y la etapa de la validación variando entre 4 y 9 datos, respectivamente. Los coeficientes de determinación (R^2), y (R_{ajust}^2), variaron hasta 0.55, indicando una predicción moderadamente razonable para los valores de la variable de respuesta, la relación (S_e/S_i). Los EMAC dieron similares a los EMAv, resultando en diferencias poco significativas. Los EMc resultaron en el orden de 10^3 veces menores a los EMv, ambos cercanos a cero. El cien por ciento de las veces, el estadístico estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la validación (F_{0v}), resultaron mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$), con un nivel de significancia de 0.05, conduciendo a aceptar la hipótesis nula de que la totalidad de los coeficientes o parámetros son significativos dentro de la estructura matemática de los MA No. 3 para el diseño de los reactores CBR, FP y UASB. Los resultados obtenidos en todos los parámetros estadísticos fueron similares al desempeño del MA No. 3 para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.

Los **MA No. 4 a MA No. 7** (Tabla 55), (Maldonado et al. 2023a,b,2024b), representado por las Ecuaciones 148, 149, 151 a 153, contuvo entre 6 y 8 parámetros resultó ser ajustado con una cantidad de datos para la etapa de calibración entre 10 y 20 datos y la etapa de la validación variando entre 4 y 9 datos, respectivamente. Los coeficientes de determinación (R^2), y (R_{ajust}^2), dieron ajustes hasta de 0.55, indicando una predicción razonable para los valores de la variable de respuesta, la relación (S_e/S_i). Los EMAC dieron similares a los Ema, resultando en diferencias poco significativas. Los EMc resultaron en el orden de 10^3 veces menores a los EMv, ambos cercanos a cero. El cien por ciento de las veces, el estadístico estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la validación (F_{0v}), resultaron mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$), con un nivel de significancia de 0.05, conduciendo a aceptar la hipótesis nula de que la totalidad de los coeficientes o parámetros son significativos dentro de la estructura matemática de los MA No. 4 a MA No. 7 para el diseño de los reactores CBR, FP y UASB. Los resultados obtenidos en todos los parámetros estadísticos fueron similares al desempeño de los MA No. 4 a MA No. 7 para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.

Tabla 55

Características comparativas en la validación de los MH y los MA para el diseño de otros reactores biológicos

React.	M No.	Ec. No.	P	n ₁	n ₂	R ²	R ² _{ajust}	Ema	EMAv	EMc	EMv	Fc	Fv	F _{GLn-GL-1}	Ref.
CBR	MH2	(114)* (116)*	3	18	4	0.31	0.22	0.10	0.17	1x10 ⁻³	-0.11	94.7	40.8	3.29	Maldonado et al. 2023a,b,2024b
	MH5	(127) (130)	2	15	9	0.52	0.48	27.13	55.17	0.73	9.65	74.8	26.8	3.81	Maldonado et al. 2024a-c
	MH6	(131)* (132)*	5	18	4	0.41	0.23	0.10	0.15	-2x10 ⁻⁵	9x10 ⁻³	50.0	28.0	3.03	Maldonado et al. 2023a,b,2024b
	MA3	(146)* (147)*	7	18	4	0.41	0.09	0.11	0.10	-3x10 ⁻³	0.02	28.2	30.7	3.01	Maldonado et al. 2023a,b,2024b
	MA4 MA5	(148)* (149)*	6	18	4	0.23	0.23	0.12	0.10	-9x10 ⁻⁴	-0.02	27.6	47.4	3.00	Maldonado et al. 2023a,b,2024b
FP	MH2	(114)* (116)*	3	18	1	0.44	0.37	0.06	0.05	6x10 ⁻⁴	-0.05	76.0	214.3	3.29	Maldonado et al. 2023a,b,2024b
	MH5	(127)	2	15	4	0.62	0.59	38.32	89.46	0.72	45.45	106.84	23.25	3.81	Maldonado et al. 2024a-c
		(130)	3	13	6	0.41	0.32	50.76	19.80	-1.36	11.66	33.6	242.3	3.49	
	MH6	(131)* (132)*	5	18	1	0.59	0.46	0.05	0.11	-2x10 ⁻⁵	-0.11	54.7	27.9	3.03	Maldonado et al. 2023a,b,2024b
	MA3	(146)* (147)*	7	18	1	0.55	0.31	0.05	0.15	7x10 ⁻⁴	0.15	30.0	11.0	3.01	Maldonado et al. 2023a,b,2024b
UASB	MA6 MA7	(150- 153)**	8	10	9	0.55	0.55	0.04	0.06	-5x10 ⁻⁴	0.04	4.4	16.1	19.4	Maldonado et al. 2023a,b,2024b
	MH2	(114)* (116)*	3	8	19	0.84	0.77	0.02	0.09	2x10 ⁻⁴	0.02	140	23	5.41	Maldonado et al. 2023a,b,2024b
	MH5	(127) (130)	2	15	4	0.48	0.46	57.11	90.06	-0.13	-2.78	425.9	200.9	3.55	Maldonado et al. 2024a-c
		(130)	3	13	6	0.66	0.60	52.47	84.01	0.51	13.41	168.27	95.63	3.59	
	MH6	(131)* (132)*	5	18	9	0.31	0.10	0.04	0.09	-8x10 ⁻⁴	0.04	59.4	30.0	3.08	Maldonado et al. 2023a,b,2024b
	MA3	(146)* (147)*	7	18	9	0.22	0.22	0.05	0.08	-5x10 ⁻⁴	0.04	24.5	27.6	3.01	Maldonado et al. 2023a,b,2024b
	MA6 MA7	(150- 153)**	8	20	7	0.21	0.21	0.05	0.10	1x10 ⁻³	-0.07	29.1	19.7	2.51	Maldonado et al. 2023a,b,2024b

Nota: *Ecuaciones aplicadas a reactores diferentes a FAFA-MFS tienen exponentes x y y iguales a cero, p: número de parámetros, n₁: número de datos en la calibración, n₂: número de datos en la validación, R²: Coeficiente de determinación. EMa: error medio absoluto en la etapa de la calibración, EMaV: error medio absoluto en la etapa de la validación, EMc: error medio en la etapa de la calibración, EMv: error medio en la etapa de la validación, GL: grados de libertad, F_{0c}: estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la calibración, F_{0v}: estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la validación, F_{GLn-GL-1} estadístico teórico de la función F. . Fuente: Maldonado et al. (2023a,b,2024b).

Desarrollo de los Modelos Híbridos y Acoplados para el Diseño de Filtros Anaeróbicos de Flujo Ascendente a Través de Múltiples Fases Separadas en la Remoción de la Materia Orgánica de los Lixiviados de Relleno Sanitario.

Para el desarrollo de los MH y los MA para el diseño de FAFA-MFS en la remoción de la MO de LRS ha sido requerido cumplir con la obtención de resultados en cinco objetivos específicos, que han conducido a las siguientes contribuciones al logro del objetivo general.

Caracterización de los LRS. La caracterización de los LRS, como sustrato para la alimentación de los reactores DI-FAFS y de los TRI-FAFS fue llevada a cabo sobre los LRS provenientes del RS “Guayabal” (RSG), Municipio San José de Cúcuta, Departamento Norte de Santander, Colombia. Entre las principales características de los LRS para el diseño de los FAFA-

MFS se encontraron al pH con valores alrededor de 8, siendo adecuado para el crecimiento de los microorganismos. La MO expresada como $\text{DBO}_{5,20}$ y la DQO dieron valores promedios hasta 9 veces mayores que el umbral para la categorización de un ARD fuerte. Los metales pesados contenidos en los LRS-RSG incluyendo como principales, al cromo, hierro total, plomo total resultaron valores similares a los RS recibiendo residuos industriales. Los LRS evaluados se han podido clasificar como LRS tipo 3 (Intermedio), pudiendo ser seleccionados como sustrato para alimentar los FAFA-MFS, que han sido proyectados para trabajar con una concentración máxima del LRS de $3500 \text{ mg DQO L}^{-1}$, a pesar de la biodegradabilidad baja ($\text{IB} = 0.30$) y de la característica recalcitrante de los LRS debido a la presencia de metales pesados, que puede ser reducida mediante la aplicación de una técnica de dilución volumétrica del sustrato a ser suministrado a los FAFA-MFS, sobre la base de que se obtuvieron valores de 6400 a $8400 \text{ mg DQO L}^{-1}$ con probabilidades de excedencia de 1 y 0.5. Según Guevara (2006), Álvarez y Guevara (2003) las concentraciones tóxicas del compuesto a ser degradado o de los subproductos de la degradación pueden ocasionar disrupciones físicas mayores de las bacterias (Ej., disolución de membranas por disolventes), o crear uniones competitivas de alguna enzima en particular. En estos casos, los procesos físicos como dilución, sorción, precipitación y volatilización, se transforman en mecanismos importantes para el decrecimiento de la concentración de los contaminantes a niveles sub-inhibitorios.

Descripción de los componentes del arreglo experimental. Los resultados obtenidos de las características de los componentes del arreglo experimental de los FAFA-MFS, involucraron incorporar un sistema de pre-tratamiento de los LRS constituido por un conjunto de unidades en secuencia desde tanque de almacenamiento, trampa de grasas y aceites, así como sedimentador con el propósito de remover aceites, grasas y sólidos suspendidos (material particulado), contribuyendo a suministrar MO en forma soluble, y de ese modo facilitar la tratabilidad de los LRS en los FAFA-MFS. El diseño experimental fue una factorial de 3^3 , incluyendo como factores experimentales, la temperatura, la relación de profundidades para el fraccionamiento de las fases en el DI-FAFS y el TRI-FAFS, y la carga orgánica volumétrica. Para el primer factor experimental, correspondiente a la temperatura, las características del arreglo experimental de los FAFA-MFS involucraron instalar tres series de reactores FAF-MFS, tanto DI-FAFS como TRI-FAFS, cada serie fue correspondida por LRS ajustado para tres temperaturas, 20 , 27 y $34 \text{ }^{\circ}\text{C}$, mediante un sistema de control electrónico de la temperatura o termostato, provisto en un tanque asociado a cada serie de reactores FAFA-MFS. En el segundo factor experimental, correspondiente a la relación de profundidades de las fases en la profundidad total del FAFA-MFS, los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS fueron configurados

geométricamente con tres tipos de fraccionamientos de las profundidades. Para el reactor DI-FAFS, los fraccionamientos abarcaron en el sentido del flujo F1/F2 de $D_1/D_2 = 80\%/20\%$; $D_1/D_2 = 50\%/50\%$ y $D_1/D_2 = 20\%/80\%$ de la profundidad total. Para el reactor TRI-FAFS, los fraccionamientos estuvieron representados según la relación en el sentido del flujo entre las alturas de las fases F1/F2/F3 de $D_1/D_2/D_3 = 16\%/4\%/80\%$; $D_1/D_2/D_3 = 10\%/10\%/80\%$ y $D_1/D_2/D_3 = 4\%/16\%/80\%$ teniendo como condición que la sumatoria de las tres alturas útiles de las tres fases en cada reactor debe ser $D_1 + D_2 + D_3 = 1.20$ m. El material de soporte estuvo constituido por trozos de tubos de PVC. Los reactores FAFA-MFS estuvieron provistos de separadores de biogás y efluente tratado. Se usaron bombas peristálticas para bombear el LRS con las características del efluente del sistema de pretratamiento, realizando bombeo a caudal constante, en forma ascendente a través de los reactores en cada una de las series. Se realizaron pruebas de actividad metanogénica (AME) mediante las cuales se seleccionó al estiércol de cerdo debido a que, basado en los cuatro valores de AME obtenidos desde cuatro diferentes fuentes del lodo, incluyendo tres PTAR, el lodo que presentó la mayor AME en la primera alimentación correspondió al estiércol fresco de cerdo y se seleccionó como el lodo semilla o inóculo. Se cumplieron procedimientos para verificar la formación y adaptación de la biopelícula al medio de soporte y al sustrato, respectivamente, donde como medios de verificación se realizó identificación, análisis de crecimiento de microorganismos, y medición de la producción de metano por los microorganismos. En el tercer factor experimental, correspondiente a la COV, se aplicaron tanto a DI-FAFS como a TRI-FAFS, tres COV (COV 1: $2.25 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, COV2: $3.45 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ y COV3: $4.44 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$) y sus respectivas concentraciones de DQO (DQO1: 1700 mg L^{-1} , DQO2: 2700 mg L^{-1} y DQO3: 3500 mg L^{-1}), que fueron alimentados a los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS a caudal constante, bajo tres temperaturas (20°C , 27°C y 34°C). Para los reactores DI-FAFS se obtuvieron eficiencias entre 68 y 72 %, correspondientes con incrementos en la temperatura desde 20°C hasta 34°C . Para los reactores TRI-FAFS se obtuvieron eficiencias entre 89 y 95 %, correspondientes con incrementos en la temperatura desde 20°C hasta 34°C , así mismo se observó una ligera disminución de las eficiencias a medida que la COV fue incrementada. Para las F1 y F2 del reactor DI-FAFS se confirmó la existencia de bacterias no metanogénicas y metanogénicas. Para la F1, F2 y F3 del reactor TRI-FAFS se confirmó la presencia prevalentemente de bacterias acidogénicas y acetogénicas, mientras se encontraron metanogénicas en la F3. La condición óptima de operación se obtuvo con el reactor TRI-FAFS configurado con una relación de profundidades en el sentido del flujo de $D_1/D_2/D_3 = 4\%/16\%/80\%$ donde se lograron eficiencias entre 92-95 % en la remoción de DQO, operando a 34°C .

Formulación de los Modelos Híbridos y Acoplados para el Diseño de los FAFA-MFS en la Remoción De MO de los LRS. En esta sección, se formularon dos tipos de modelos, MH y MA. Con respecto a los MH se formularon seis para DI-FAFS y seis MH para TRI-FAFS. En cuanto a los MA se formularon siete para DI-FAFS y cinco para TRI-FAFS.

Los MH combinaron un enfoque tanto conceptual como empírico, basado en un balance de masas y la obtención de las ecuaciones paramétricas de los componentes incluidos en el balance a partir de los datos experimentales, llevando a cabo la calibración y la validación de los MH propuestos para predecir el comportamiento de los microorganismos en los FAFA-MFS (DI-FAFS y TRI-FAFS). Los MH permitieron estimar la concentración del sustrato en el efluente de los reactores FAFA-MFS, la fracción remanente de la MO en el efluente de los reactores FAFA-MFS y las tasas metabólicas del proceso de la digestión anaeróbica de la MO contenida en los LRS llevada a cabo por los microorganismos en la biopelícula, incluyendo la tasa de utilización de sustratos, la tasa de crecimiento microbiano y la tasa de producción de metano. Las soluciones de las ecuaciones obtenidas a partir de la combinación de la LCM y ecuaciones empíricas para determinar el término de transformación bioquímica de los LRS en los FAFA-MFS, fueron modificadas para incluir a los factores experimentales basados en la relación de profundidades, la temperatura de operación y la COV aplicada como sustrato en el afluente a los DI-FAFS y TRI-FAFS.

Los fundamentos de los componentes de las estructuras matemáticas de los seis MH han tenido subyacencia en las siguientes ecuaciones (Tabla 6): MH No. 1 involucró LCM Ecuación de Velz, (1948) (Ecuación 13), Ecuación de Phelps (1944) (Ecuación 7), Ecuación de Howland, (1958) (Ecuación 16), Ecuación de Schulze (1960) (Ecuación 18), Ecuación de Germain (1966) (Ecuación 20), Ecuación de Albertson y Davis, (1984) (Ecuación 30). Para el MH No. 2 se incluyeron componentes de LCM Ecuación de Velz (1948) (Ecuación 13), Ecuación de Phelps (1944) (Ecuación 7), Ecuación de Howland, (1958) (Ecuación 16), Ecuación de Schulze (1960) (Ecuación 18), Ecuación de Germain (1966) (Ecuación 20), Ecuación de Albertson y Davis (1984) (Ecuación 30), Ecuación de Van't Hoff (1884) (Ecuación 6), Ecuación de Arrhenius (1889) (Ecuación 6) Ecuaciones empíricas para el diseño de FP, El MH No. 3 fue estructurado incluyendo LCM Ecuación de Velz (1948) (Ecuación 13, Ecuación de Phelps (1944) (Ecuación 6), Ecuación de Howland, (1958) (Ecuación 16), Ecuación de Schulze (1960) (Ecuación 18), Ecuación de Germain (1966) (Ecuación 20), Ecuación de Albertson y Davis (1984) (Ecuación 30), . Ecuación de Eckenfelder, (1963) (Ecuación 24) El MH No. 4 involucró LCM ley de Phelps (1944), ley de Velz (1948), Ecuación de Stack (1957) (Ecuación 15). El MH No. 5 estuvo constituido por LCM Ecuación de Monod (1942, 1949) (Ecuación 34) y la Ecuación de Van't

Hoff (1884). El MH No. 6 involucró LCM Ecuación de Velz (1948) (Ecuación 13), Ecuación de Phelps (1944) (Ecuación 7) , Ecuación de Howland, (1958) (Ecuación 16), Ecuación de Schulze (1960) (Ecuación 16), Ecuación de Germain (1966) (Ecuación 20), Ecuación de Albertson y Davis (1984) (Ecuación 30), Ecuación de Van't Hoff (1884) (Ecuación 6), Ecuación de Arrhenius (1889) (Ecuación 6), Ecuación de Monod (1942, 1949) (Ecuación 34)

En cuanto a los MA, se formularon como combinaciones de procesos de transporte y transformación de la MO contenida en los LRS dentro de los FAFA-MFS. En total se formularon siete MA para DI-FAFS y cinco MA para TRI-FAFS, dónde el componente de la transformación bioquímica de la MO en los LRS estuvo basado en modificaciones de los MH y el componente del transporte de los sustratos en la interfaz líquido residual-biopeícula dentro de los FAFA-MFS que estuvo representado por la ley de Fick y la ecuación de Stack (1957).

Calibración de los Modelos Híbridos y Acoplados para el Diseño de los FAFA-MFS en la Remoción de la MO de los LRS. Para el diseño de los reactores DI-FAFS, en los MH No. 1 a No. 3 y No.6, los principales parámetros cinéticos representados por k , x y n , mostraron baja variación en sus valores promedios al comparar entre los resultados de la calibración de éstos, tomando valores en el orden de 10^{-1} . De manera general, el coeficiente actividad-temperatura tendió a valores cercanos a la unidad, siendo baja su influencia sobre la predicción de la variable de respuesta. Con respecto a las tasas metabólicas, las tasas máximas de utilización de sustratos fueron similares para las ecuaciones 127 y 130, sugiriendo un efecto bajo del coeficiente actividad-temperatura. Para una muestra de dos géneros de bacterias metanogénicas, *Methanobacterium* sp., y *Methanococcus* sp., las tasas máximas de crecimiento microbiano fueron incrementadas significativamente desde la operación a temperaturas de microorganismos psicrófilos (20 y 27 °C) dónde se obtuvieron órdenes de 10^3 UFC mL⁻¹ h⁻¹ y de 10^4 UFC mL⁻¹ h⁻¹ para la temperaturas de 34 °C, dónde se categorizan los microorganismos mesófilos (Ecuación 127a). Con respecto a la tasa máxima de producción de metano (Ecuación 127b), dio valores estimados promedio similares a las tres temperaturas de prueba (20, 27 y 34 °C). En forma general para las tasas de utilización de sustratos, crecimiento microbiano y producción de metano, el coeficiente de velocidad media o coeficiente de saturación dio valores variando entre 10^2 y 10^3 . Las relaciones entre tasas metabólicas fueron mejor estimadas por la función exponencial en lugar de la función lineal En cuanto a los parámetros de ajustes estadísticos, en forma general mayormente, los coeficientes de determinación, R^2 y R^2 ajustado dieron valores desde medios a muy altos, los errores estándar de estimación y medio absoluto dieron valores acordes con la magnitud de la variable siendo

estimada, el coeficiente de Durbin-Watson dio generalmente independencia entre residuos y el factor estimado de la función de distribución probabilística F_o dio mayor al F teórico, indicando que los parámetros fueron significativos dentro de la estructura matemática de los MH. Los modelos recomendados para el diseño de los reactores DI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS serían el MH No. 2 y el MH No. 5.

Para el diseño de los reactores TRI-FAFS, en los MH No. 1 a No. 3 y No.6, los principales parámetros cinéticos representados por k , x , y , y n mostraron baja variación en sus valores promedios al comparar entre los resultados de la calibración de éstos, tomando valores como sigue, k en el orden de 10^{-1} y 10^1 ; siendo incrementado hasta diez veces con respecto al reactor DI-FAFS. En cuanto a los exponentes, al igual que en el DI-FAFS x y n estuvieron en el orden de 10^{-1} , mientras y fue 10 veces mayor al resto de los exponentes. En cuanto a las tasas metabólicas, la tasa de utilización de sustratos fue similar al reactor DI-FAFS. Para *Clostridium* sp., la tasa máxima de crecimiento por etapas resultó en valores similares. El coeficiente de producción de metano se incrementó desde la F1 hasta la F3. Las relaciones entre tasas fueron mejor explicadas por una relación lineal en lugar de una relación no lineal. En cuanto a los parámetros de ajustes estadísticos, en forma general mayormente, los coeficientes de determinación, R^2 y R^2 ajustado dieron valores desde medios a muy altos, los errores estándar de estimación y medio absoluto dieron valores acordes con la magnitud de la variable siendo estimada, el coeficiente de Durbin-Watson dio generalmente independencia entre residuos y el factor estimado de la función de distribución probabilística F_o dio mayor al F teórico, indicando que los parámetros fueron significativos dentro de la estructura matemática de los MH. Los modelos recomendados para el diseño de los reactores TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS serían el MH No. 2 y el MH No. 5.

En cuanto a los MA para los diseños de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, un patrón similar de valores a los MH se obtuvo para los coeficientes k , x , y y n , correspondientes al componente de transformación de los LRS, el cual fue formulado basado en los MH. Con respecto al componente de transporte, representado por el coeficiente de biosorción f resultó en el orden 10^{-4} y 10^{-5} , siendo de baja influencia sobre las predicciones de la variable de respuesta de los MA, dando más ponderación al proceso de transformación en lugar del proceso de transporte del sustrato en la interfaz líquido residual-biopelícula, mientras que el coeficiente de difusión molecular tomó valores consistentes al ser mayor en el sentido vertical que en el horizontal. En cuanto a los parámetros de ajustes estadísticos, en forma general mayormente, los coeficientes de determinación, R^2 y R^2 ajustado dieron valores desde

medios a muy altos, los errores estándar de estimación y medio absoluto dieron valores acordes con la magnitud de la variable siendo estimada, el coeficiente de Durbin-Watson dio generalmente independencia entre residuos y el factor estimado de la función de distribución probabilística F_o dio mayor al F teórico, indicando que los parámetros fueron significativos dentro de la estructura matemática de los MA. Los MA recomendados para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS en la remoción de la MO de los LRS sería el MA No. 2, el cual toma en cuenta los procesos de transformación bioquímica de sustratos y la difusión molecular como medio de transporte, Así mismo se sugieren los MA No.6 y No. 7 ya que involucran la máxima cantidad de parámetros cinéticos que explican los procesos de transformación y transporte de sustratos basados en difusión molecular y biosorción.

Validación de los Modelos Híbridos y Acoplados para el Diseño de los FAFA-MFS en la Remoción De MO de los LRS. La validación de los MH y los MA fue presentada en las Tablas 39 a 44, incluyendo parámetros estadísticos de ajuste de los MH y los MA que dieron cuenta del desempeño con un conjunto de datos diferentes a aquéllos con los cuales se llevó a cabo la calibración de los MH y los MA, permitiendo hacer una comparación del desempeño de los MH y los MA en la predicción de las variables dependientes o de respuestas, las cuales estuvieron representadas por la concentración del sustrato en el efluente (S_e), las tasas metabólicas de la digestión anaeróbica de los microorganismos en los reactores FAFA-MFS (tasa de utilización de sustratos (r_s), tasa de crecimiento microbiano (r_g), y tasa de producción de metano (r_{CH_4})) y la relación remanente de sustrato en el efluente a los FAFA-MFS (S_e/S_i). Así mismo en esta etapa se incluyeron representaciones gráficas de los principales MH y MA que han sido sugeridos desde la etapa de la calibración debido a la observación de la aproximación entre la variable de respuesta estimada por los MH y los MA y la variable de respuesta observada experimentalmente.

En forma sintetizada de los resultados con respecto a los estadísticos de ajustes en la etapa de la validación de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS que han sido presentados para los MH DI-FAFS (Tabla 49), MH TRI-FAFS (Tabla 50), MA DI-FAFS (Tabla 51), MA TRI-FAFS (Tabla 52), MA adicionales DI-FAFS (Tabla 53) y MA adicionales TRI-FAFS (Tabla 54), se pueden indicar los siguientes aspectos:

- 1) Los intervalos de los parámetros cinéticos contenidos en la estructura matemática de los MH variaron en el DI-FAFS y TRI-FAFS desde 2 hasta 7, mientras en los MA DI-FAFS y TRI-FAFS desde 5 hasta 10.

- 2) Tanto para los MH como para los MA, las cantidades de datos variaron mayormente en las etapas de la calibración y la validación entre 17 y 20, así como 7 y 10, respectivamente. El número total de datos estuvo en correspondencia con los valores obtenidos en la CEE y el diseño experimental, siendo un total de 27 valores (Figuras 26 y 32). En el caso de las tasas metabólicas de la digestión anaeróbica de los microorganismos en los reactores FAFA-MFS, se usaron las bases de datos para obtener la CEE de los reactores FAFA-MFS (Figuras 28 y 35), los crecimientos de *Methanobacterium* sp., y *Methanococcus* sp., basado en muestras del reactor DI-FAFS (Figuras 25a y 25b), del reactor TRI-FAFS para *Clostridium* sp. (Figura 34), y de la producción de metano (Figura 27).
- 3) Los EMAC en la predicción de la concentración del sustrato en el efluente de los FAFA-MFS (S_e) de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS asociados a los MH No. 1 a MH No. 3, predicción de la relación (S_e/S_i), MH No. 4 y MH No. 6, MA No. 1 a MA No. 7 y las tasas metabólicas de la digestión anaeróbica de los macroorganismos en los reactores FAFA-MFS en el MH No. 5, resultaron la mayoría de las veces ligeramente menores o con diferencias poco significativas con respecto a los EMAC en la etapa de la validación, siendo un índice de respuesta satisfactoria de la predicción de los MH y los MA para (S_e), (S_e/S_i) y las tasas metabólicas en los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.
- 4) Tanto en las etapas de la calibración como de la validación de los MH y los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, el cien por ciento de las veces, el estadístico estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la validación (F_{0v}), resultaron mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$), con un nivel de significancia de 0.05, conduciendo a aceptar la hipótesis nula de que la totalidad de los coeficientes o parámetros son significativos dentro de la estructura matemática de los MH y los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.
 - a. En cuanto a las figuras de los MH y MA en la etapa de la validación de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS mostraron una aproximación satisfactoria entre estimaciones y observaciones de las variables de respuesta para MH No. 2 para el diseño del DI-FAFS (Figura 44), MH No. 2 para el diseño del TRI-FAFS (Figura 48), MH No. 5 aplicado a *Methanobacterium* sp. (Figura 46), *Methanococcus* sp. (Figura 47) y *Clostridium* sp.

(Figura 48), MA No. 2 para el diseño del DI-FAFS (Figura 52) y MA No. 2 para el diseño del TRI-FAFS (Figura 50).

- b. MH No. 2 para el diseño del DI-FAFS (Figura 44), mostrando tendencias de la fracción remanente de la DQO en el efluente a disminuir con el incremento de la temperatura, a ser incrementada con el incremento de la COV, así como a dar valores aproximados para las tres relaciones de profundidades del DI-FAFS,
- c. MH No. 2 para el diseño del TRI-FAFS (Figura 52), presentó un patrón de respuesta similar al DI-FAFS, pero con la ventaja de haber obtenido una fracción remanente de la DQO en el efluente más baja, en el orden de 2 a 3 veces comparativamente con los resultados de DI-FAFS.
- d. MH No. 5 aplicado a *Methanobacterium* sp. (Figura 49), *Methanococcus* sp (Figura 50) y *Clostridium* sp. (Figura 51) mostró en el caso de la tasa de utilización de sustratos versus la DQO, un incremento de la r_s a medida que el sustrato en el efluente se redujo, una tasa constante de producción de metano con respecto a la tasa de utilización de sustratos y una tasa de crecimiento de los microorganismos que se incrementó con el aumento de la temperatura y la reducción del sustrato en el efluente, sugiriendo que el sustrato estaba siendo usado para el crecimiento en lugar de ser usado para la síntesis o transformación bioquímica a nivel celular.
- e. El MA No. 2 para el diseño del DI-FAFS (Figura 52) y MA No. 2 para el diseño del TRI-FAFS (Figura 53) mostraron una tendencia a que una fracción reducida de la DQO remanente estaba siendo cambiada lentamente muy posiblemente por procesos de transformación extra e intracelular de sustratos particulados y solubles, mientras una fracción significativa de la DQO remanente estaba siendo reducida más rápidamente, al representar al sustrato soluble mayormente procesado por transformación bioquímica precedido por la ocurrencia de los procesos de transporte a escala de la biopelícula por difusión molecular o biosorción.

Enfoques para la Implementación Práctica de los Modelos Híbridos y Acoplados para el Diseño de los FAFA a Través de Múltiples Fases Separadas en la Remoción de la MO de los LRS. Dos enfoques han sido propuestos para la implementación práctica de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS en la remoción de la MO, el primero está relacionado con la restauración de la calidad del agua en cinco ríos tropicales (Figura 54) (Márquez et al. 2022f, 2023b-e, 2024b) y el

segundo con la biorremediación de un acuífero tropical contaminado con hidrocarburos (Figura 52) (Márquez et al., 2023a-e, 2023a,d, 2024a), ambos proyectos poseen áreas de estudios ubicadas en la República Bolivariana de Venezuela.

El primer proyecto donde se implementó el MA No. 2 (Figura 54) (Márquez et al. 2022f, 2023b-e, 2024b), trata de la restauración de calidad de agua en ríos tropicales, enfatizando en la remoción de plaguicidas organoclorados y condiciones eutróficas en ríos tropicales, provocando influencia en la gestión del Acueducto Centro-Regional, como fuente de abastecimiento de agua para consumo humano (4 millones de personas) y producción industrial en los estados Carabobo, Cojedes y Aragua, Venezuela, probando las técnicas de fitorremediación a través de *Vetiveria zizanioides* (VZ) y biorreactores acoplados, reactor secuencial por lotes (SBR) seguido de un filtro anaeróbico de flujo ascendente en tres etapas separadas (TRI-FAFS). Se involucran cinco ríos conocidos como Chirgua, Paito Guacara, Ereigüe y Tucutunemo, cuyas aguas han sido clasificadas como hipereutróficas, y conteniendo plaguicidas organoclorados (OCPs). Como muestra, para el río Tucutunemo, los OCPs incluyeron al DDT (diclorodifeniltricloroetano) y sus isómeros y DRINs (Aldrin, Endrin y Dieldrin) disueltos en agua y adsorbidos en sedimentos, los cuales fueron medidos durante las épocas seca y lluviosa en el periodo 2013 a 2016, en tres estaciones de monitoreo distribuidas en un alcance de 15 km. Los resultados indicaron que la concentración de pp'-DDT disuelto en agua se incrementó hasta 10 veces de la época lluviosa a la seca, indicando que se está realizando un uso permanente del mismo por parte de los agricultores en el desarrollo de la actividad agrícola. Concentraciones constantes de los isómeros DDT (p. ej. pp'-DDD y pp'-DDE) e isómeros Aldrin (p. ej. Dieldrin) demostraron que los procesos de biodegradación anaeróbica y aeróbica ocurrieron a lo largo del río y entre estaciones climáticas. A escala experimental, el sistema hidropónico VZ desarrollado durante un período de seis meses para la eliminación de nutrientes demostró eficiencias de eliminación moderadamente bajas a altas. Con respecto a los biorreactores acoplados, cada biorreactor ha sido probado experimentalmente, demostrando un rendimiento satisfactorio en la eliminación de la Demanda Química de Oxígeno (DQO) de aguas residuales industriales que contienen sustancias recalcitrantes e inhibidoras (46-98%), que se estimó en el afluente que oscilaba entre 3500 y 5500 mg/L, lo que evidencia que el acoplamiento de biorreactores podría conducir a un efluente DQO que cumpla con las regulaciones ambientales.

El segundo proyecto donde se implementó el MA No. 2 (Figura 55) (Márquez et al., 2023a-e, 2023a,d, 2024a), el trabajo se centra en probar un nuevo método de biorremediación en un acuífero tropical contaminado con hidrocarburos, cuya contaminación fue causada por fugas de combustible de

tanques subterráneos ubicados en el área de una estación de servicio de combustibles ubicada en Valencia, Venezuela, compartiendo límites entre usos residenciales e industriales. Se desarrollará una propuesta de remediación ex situ a escala de laboratorio. Para el tratamiento de suelos, se proponen dos biorreactores acoplados que consisten en un Reactor Batch Secuencial Suelo-Lodo (SS-SBR) y un Filtro Anaeróbico de Flujo Ascendente separado en tres fases (TRI-FAFS), que tratarán suelos que contienen hidrocarburos adsorbidos en concentraciones superiores a las regulaciones internacionales que permiten la ocurrencia de procesos de transferencia de masa al aire (volatilización) presente en espacios vacíos del suelo en la zona vadosa y al agua subterránea (sorción-desorción) en la zona saturada. Para el tratamiento de aguas subterráneas, los biorreactores involucran SBR-TRI-FAFS. Cada biorreactor fue probado experimentalmente, demostrando un desempeño satisfactorio en la remoción de DQO de aguas residuales industriales que contienen sustancias inhibitoras (46-98%). La propuesta de remediación in situ se probará a escala piloto en el subsuelo de una estación de servicio de combustibles con el fin de comparar los coeficientes cinéticos del desempeño microbiano autóctono con el tratamiento de biorremediación ex situ, mediante la implementación de un sistema de inyección de aire en la zona saturada y un sistema de extracción de vapores del suelo en la zona no saturada. Ambos sistemas se instalarán en dos secciones transversales de suelo que comprenden quince pozos de monitoreo donde se determinaron las concentraciones más altas de benceno, tolueno, etilbenceno y xilenos (mixtos) e hidrocarburos totales de petróleo en estratos que comprenden la interfaz entre las zonas saturadas y no saturadas a profundidades entre 3 y 8 m por debajo de la superficie del suelo.

*Ubicación de cinco ríos en los estados Carabobo y Aragua, región centro-norte de Venezuela:
a) río Chirgua; b) río Paíto; c) río Guacara; d) río Ereigüe; e) río Tucutunemo y d) red hídrica en el
estado Aragua*

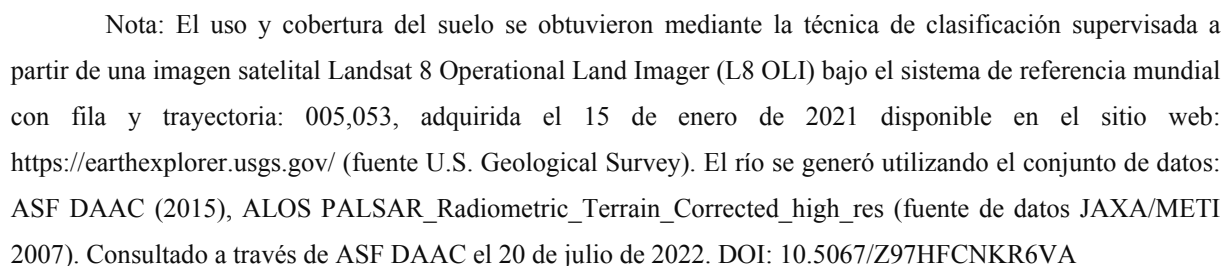
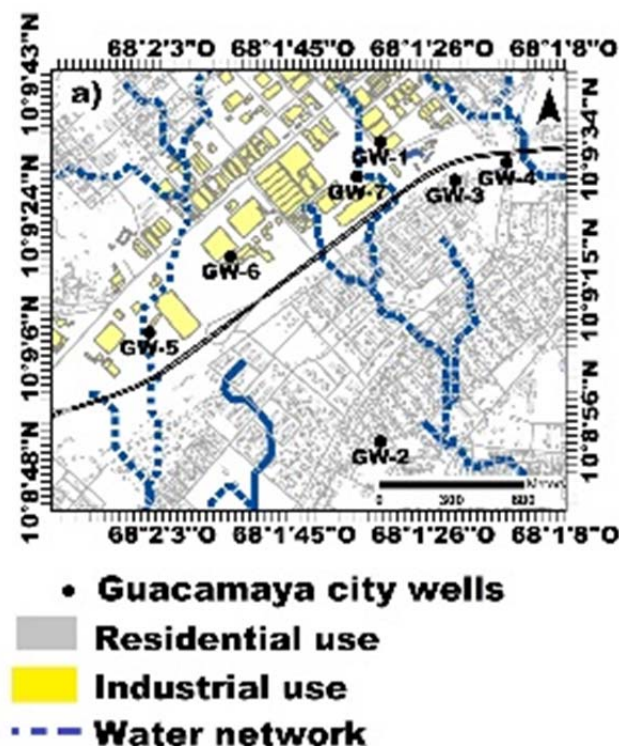


Figura 55

Ubicación y distribución espacial de los pozos de monitoreo y uso del suelo para el área de estudio en el Estado Carabobo, Venezuela



En la Figura 55 se indica: a) Ubicación de la estación de servicio de combustible, indicando el uso del suelo y la cobertura del suelo para el área de estudio, b) Ubicación de 15 pozos de monitoreo (MWs) dentro de la estación de servicio de combustible y de 7 pozos de producción de la ciudad llamados pozos Guacamaya (GWs) cerca de la estación de servicio de combustible en el área de uso industrial y residencial, b) Posición relativa de los GWs con respecto a la red de agua superficial en la cuenca de Guacamaya. El uso del suelo y la cobertura del suelo se derivaron de la imagen OLI de Landsat 8 adquirida el 6 de marzo de 2016 (imagen cortesía del Servicio Geológico de los Estados Unidos). El río Guacamaya se generó con base en el conjunto de datos: ASF DAAC 2015, ALOS PALSAR_Radiometric_Terrain_Corrected_high_res; (Datos cortesía de JAXA/METI 2007). Consultado a través de ASF DAAC el 20 de mayo de 2020. DOI: 10.5067/Z97HFCNKR6VA.

Discusión de Resultados del Desarrollo de los Modelos Híbridos y Acoplados para los FAFA a Través de Múltiples Fases Separadas en la Remoción de la MO de los LRS.

La discusión de los resultados del desarrollo de los MH y los MA para el diseño de FAFA-MFS en la remoción de la MO de los LRS, se presenta a través de un resumen de los principales hallazgos encontrados en la discusión de cinco objetivos específicos.

Entre las características relevantes de los LRS-RSG se encontraron al pH, DQO, y metales pesados. El pH se correspondió con un RS antiguo y cumpliendo con la normativa ambiental venezolana para descargar a cuerpos de agua. Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003), cuando existen condiciones ambientales desfavorables, las actividades microbianas pueden ser impedidas por factores como pH bajo, alta concentración de ácidos grasos protonados, temperaturas extremas, alta salinidad, y presencia de protozoarios y predadores de bacterias. Así mismo la MO expresada como DQO estuvo en el intervalo de un RS joven a intermedio, existiendo incumplimiento con la normativa ambiental. Los metales pesados tales como plomo, cobre y cromo estuvieron mayormente próximos y en algunos casos superaron el límite de la normativa ambiental. Según Guevara (2016) y Álvarez y Guevara (2003) entre los contaminantes más inhibitorios se encuentran los metales pesados, como Pb, Hg, Cd, y Cr. Algunos metales pesados solo se requieren en concentraciones trazas para propósitos nutricionales, pero pueden actuar como bactericidas en forma soluble y a concentraciones mayores que 1 mg L^{-1} .

En comparación con otros reactores anaeróbicos diseñados y puestos en funcionamiento desde la década de 1950 hasta el presente, los cuales estuvieron basados en sistemas de crecimiento suspendido y adherido (Figura 54), la característica distintiva de los FAFA-MFS ha sido el fraccionamiento en fases separadas de la profundidad total de los FAFA-MFS, el cual condujo a la determinación de los volúmenes óptimos en los DI-FAFS F1(20% V_T) y F2 (80% V_T) y los TRI-FAFS F1(10% V_T), F2(10% V_T) y F3 (80% V_T), con eficiencias máximas de 72.86% y 95% respectivamente. En relación a los restantes dos factores experimentales consistentes de la temperatura de operación y la COV, las temperaturas de operación de los reactores anaeróbicos han variado desde 10 hasta 55 °C, siendo las más frecuentes entre 20 y 35 °C (Tabla 46). Los FAFA-MFS fueron probados en el rango de temperaturas más frecuentes para operar reactores biológicos anaeróbicos. En relación a la COV, los reactores biológicos anaeróbicos, los sistemas de crecimiento suspendido fueron alimentados con $COV < 10 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$ mientras que, en los sistemas de crecimiento adherido, la COV varió entre 1 y 30 $\text{kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$ entre las décadas de 1970 y 1980, así como hasta 150 $\text{kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$ desde 1980 hasta el presente,

el criterio para el incremento de la COV ha sido el índice de biodegradabilidad del sustrato orgánico a ser tratado en los reactores anaeróbicos. Para los FAFA-MFS se diluyeron los LRS suministrados con $COV < 10 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$ para favorecer una adecuada actividad microbiana llevando las sustancias recalcitrantes a niveles sub-inhibitorios para el metabolismo de los microorganismos en el proceso de la digestión anaeróbica de la MO contenida en los LRS, lo que permitió lograr eficiencias de remoción de la MO desde medias a altas en el DI-FAFS hasta altas a muy altas en el TRI-FAFS. En estudios evolutivos adicionales en los FAFA-MFS, la COV contenida en los LRS a ser tratada fue incrementada hasta valores entre 10 y 25 $\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$ (Tabla 9A) a temperatura hasta de 34 °C obteniendo eficiencias medias (Maldonado et al., 2023a-b, 2024a-c).

Los hallazgos logrados en los muestreos microbiológicos permiten inferir que el fraccionamiento del reactor TRI-FAFS, ha marcado una tendencia importante a la prevalencia de especies asociadas a cada una de las etapas de la digestión anaeróbica, característica esencial en este tipo de reactor novedoso (Maldonado et al. 2023a, 2024a-c), donde se verificó la presencia de bacterias hidrolíticas y acidogénicas en la F1, acidogénicas y acetogénicas en la F2, así como acetogénicas y metanogénicas en la F3 de DI-FAFS y TRI-FAFS respectivamente (Tablas 16 y 23).

La formulación de los MH y los MA estuvo basada en revisiones de 16 estudios de modelos para el diseño de reactores anaeróbicos (Tabla 48 desarrollados entre finales de la década de 1960 hasta el presente, la estructura matemáticas cuyo fundamento principal, en el 94 % de los casos fue la ecuación de Monod, incluyendo como coeficientes cinéticos a la tasa de utilización de sustratos k y el coeficiente de velocidad media, K_S y en el 50% de los casos la combinación de la ecuación de Monod y la ley de Fick, incluyendo al coeficiente de difusión molecular, D_M . En un único estudio de los 16 revisados se incorporó a la estructura matemática al coeficiente actividad- temperatura A de la ecuación de Van' t Hoff. Según Guevara (2016), Álvarez y Guevara (2003), la ecuación de Monod contiene coeficientes cinéticos cuyo significado físico involucra la biodegradación en fases consecutivas, dónde el transporte del sustrato se lleva a cabo desde la masa del líquido a la superficie celular, la cual ocurre a una tasa, seguido por asimilación y metabolismo. En cuanto a la revisión de los MH y los MA, basado en una revisión de 15 estudios entre la década de 1940 y el presente, un único estudio incluye al coeficiente de biosorción desarrollado por Stack (1957) y el resto de los estudios a la ecuación de Monod, y sus coeficientes asociados, k y K_S . En este estudio, se formularon seis MH para explicar el proceso de transformación bioquímica de la MO contenida en los LRS, así como siete MA para el diseño del DI-FAFS y cinco MA para el diseño del TRI-FAFS, para explicar

los procesos de transporte y transformación de la MO contenida en los LRS, proporcionando estructuras matemáticas que incluyeron hasta siete coeficientes cinéticos involucrados en el proceso de la transformación bioquímica de sustratos y tres coeficientes para explicar el proceso de transporte de los sustratos dentro de la biopelícula de los FAFA-MFS, contribuyendo a diseñar FAFA-MFS para un LRS pretratado que condujo a obtener un LRS mayormente soluble y con escaso material particulado, donde evidentemente predominaron los procesos de transformación bioquímica de sustratos (Ej.: Figuras 48 y 49) precedidos por los procesos de transporte de sustratos en la interfaz líquido residual-biopelícula, considerando que el tratamiento involucró mayormente sustratos solubles y en menor proporción sustratos particulados, por ser importante considerar el mecanismo de transporte dentro de la biopelícula a escala celular.

En cuanto a los principales parámetros de la calibración de los MH, con base en la revisión de 21 estudios de calibración de MH y MA para el diseño de reactores anaeróbicos, el coeficiente de tasa de utilización de sustratos, k , para el diseño de los reactores DI-FAFS dio valores dentro del intervalo obtenido para el 40 % de los valores reportados para sistemas de crecimiento suspendido y adherido. En el caso de los reactores TRI-FAFS, el coeficiente k dio valores más altos alrededor entre 3 y 5 veces superiores a los valores obtenidos para el reactor DI-FAFS, sugiriendo una mayor actividad microbiana en la transformación de la MO contenida en los LRS. Así mismo los valores de k para el diseño del reactor TRI-FAFS dieron en el orden de los obtenidos para el 60 % de los estudios sobre calibración de modelos para el diseño de los reactores anaeróbicos. En cuanto a los exponentes, x , y y estuvieron en el intervalo de los MH No. 1 a No. 3, y No. 6, así como en los reportes de 16 estudios de filtros aeróbicos (Tabla 49). Con respecto a los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS se obtuvieron valores similares de los coeficientes cinéticos para los MH, complementados con valores de coeficientes cinéticos de transporte de sustratos obtenidos para reactores anaeróbicos vinculados a los coeficientes de biosorción, difusión molecular horizontal y difusión molecular vertical. El coeficiente de biosorción pudo ser comparado con los resultados de los estudios de Stack (1957)-y Ogneide et al. (2018). El coeficiente de difusión molecular horizontal fue comparado con cinco estudios realizados por McCarty y colaboradores en las décadas entre 1970 y 1980 para filtros anaeróbicos. En relación al coeficiente de difusión molecular vertical fue influenciado en su magnitud por la configuración geométrica a lo largo de los FAFA-MFS.

En forma sintetizada de los resultados con respecto a los estadísticos de ajustes en la etapa de la validación de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS que han sido presentados para los

MH DI-FAFS (Tabla 39), MH TRI-FAFS (Tabla 40), MA DI-FAFS (Tabla 41), MA TRI-FAFS (Tabla 42), MA adicionales DI-FAFS (Tabla 53) y MA adicionales TRI-FAFS (Tabla 54), se pueden indicar los siguientes aspectos:

- 1) Los EMAC en la predicción de la concentración del sustrato en el efluente de los FAFA-MFS (S_e) de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS asociados a los MH No. 1 a MH No. 3, predicción de la relación (S_e/S_i), MH No. 4 y MH No. 6, MA No. 1 a MA No. 7 y las tasas metabólicas de la digestión anaeróbica de los microorganismos en los reactores FAFA-MFS en el MH No. 5, resultaron la mayoría de las veces ligeramente menores o con diferencias poco significativas con respecto a los EMAC en la etapa de la validación, siendo un índice de respuesta satisfactoria de la predicción de los MH y los MA para (S_e), (S_e/S_i) y las tasas metabólicas en los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.
- 2) Tanto en las etapas de la calibración como de la validación de los MH y los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, el cien por ciento de las veces, el estadístico estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la validación (F_{0v}), resultaron mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$), con un nivel de significancia de 0.05, conduciendo a aceptar la hipótesis nula de que la totalidad de los coeficientes o parámetros son significativos dentro de la estructura matemática de los MH y los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS.
- 3) En cuanto a las figuras de los MH y MA en la etapa de la validación de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS mostraron una aproximación satisfactoria entre estimaciones y observaciones de las variables de respuesta para MH No. 2 para el diseño del DI-FAFS (Figura 44), MH No. 2 para el diseño del TRI-FAFS (Figura 45), MH No. 5 aplicado a *Methanobacterium* sp. (Figura 49), *Methanococcus* sp (Figura 50) y *Clostridium* sp. (Figura 51), MA No. 2 para el diseño del DI-FAFS (Figura 49) y MA No. 2 para el diseño del TRI-FAFS (Figura 53).
- 4) MH No. 2 para el diseño de los FAFA-MFS (Figuras 47-48), mostró tendencias de la fracción remanente de la DQO en el efluente a disminuir con el incremento de la temperatura y a aumentarse al ser incrementada la COV, así como a dar valores aproximados para las tres relaciones de profundidades de los FAFA-MFS.

- 5) MH No. 5 aplicado a *Methanobacterium* sp. (Figura 49), *Methanococcus* sp (Figura 47) y *Clostridium* sp. (Figura 48) mostró el siguiente comportamiento de las tasas metabólicas de la utilización de sustrato versus la DQO: un incremento de la SUR (r_s) a medida que el sustrato en el efluente se redujo, una tasa constante de producción de metano con respecto a la tasa de utilización de sustratos y una tasa de crecimiento de los microorganismos que se incrementó con el aumento de la temperatura y con la reducción del sustrato en el efluente, sugiriendo que el sustrato estaba siendo usado más para el crecimiento que para la síntesis o transformación bioquímica a nivel celular. En el caso específico de la SUR (r_s) se realizó validación con tres reactores biológicos (CBR, FP, UASB) tratando LRS, los valores predichos de SUR versus la DQO en el efluente mediante el uso de las Ecuaciones 127 y 130, y la influencia de la temperatura en el CBR, FP, UASB, DI-FAFS y TRI-FAFS, encontrando que la remoción de la DQO en la mayoría de los biorreactores alcanzó una SUR que varió entre -100 y -400 mg L⁻¹ h⁻¹. El mejor desempeño en la remoción de DQO se puede asociar al reactor UASB (-600 a -1000 mg L⁻¹ h⁻¹), encontrando r_s similares para el resto de los reactores, CBR, FP, DI-FAFS y TRI-FAFS, con una diferencia ligera con respecto al UASB, que puede ser considerada satisfactoria en términos de la remoción de la MO de los LRS.
- 6) El MA No. 2 para el diseño del DI-FAFS (Figura 52) y MA No. 2 para el diseño del TRI-FAFS (Figura 50) mostraron una tendencia a que el sustrato estaba siendo mayormente procesado por transformación bioquímica requiriendo de la ocurrencia precedente de los procesos de transporte a escala de la biopelícula por difusión molecular o biosorción.

Síntesis de Hallazgos e Implicaciones para el Diseño de Reactores

Las síntesis de hallazgos e implicaciones para el diseño de reactores que se presentan en este capítulo están basadas en la discusión de los resultados del desarrollo de los MH y los MA para el diseño de FAFA-MFS en la remoción de la MO de los LRS, se presenta a través de una síntesis de los principales hallazgos encontrados en la discusión de cinco objetivos específicos para dar lugar a la conclusión del objetivo general.

Las características relevantes de los LRS del RSG fueron el pH, la DQO, los metales pesados y los haluros metálicos. El pH se correspondió con un RS antiguo, y cumpliendo con la normativa ambiental venezolana para descargar a cuerpos de agua siendo adecuado para la actividad microbiana en la operación de los FAFA-MFS. La MO expresada como DQO estuvo en el intervalo de un RS

joven a intermedio, existiendo incumplimiento con la normativa ambiental nacional e internacional. Los metales pesados tales como plomo, cobre y cromo estuvieron mayormente próximos y en algunos casos superaron el límite de la normativa ambiental nacional e internacional y su presencia fue considerada para las concentraciones en trazas para propósitos nutricionales, y su potencial para actuar como bactericidas en forma soluble, siendo también agentes inhibitorios de la actividad microbiana a concentraciones mayores que 1 mg L^{-1} . De la misma forma que los metales pesados, los haluros metálicos como los cloruros superaron significativamente el límite de la normativa ambiental. En conjunto la presencia de metales pesados y haluros metálicos confirió a los LRS la presencia de sustancias recalcitrantes e inhibitorias del metabolismo microbiano, así como altas concentraciones de la DQO que condujeron a la aplicación de una técnica de dilución volumétrica de los LRS con el propósito de llevar a niveles sub-inhibitorios la influencia que pudieran causar sobre la actividad microbiana a ser ejercida en los FAFA-MFS.

El arreglo experimental de los FAFA-MFS requirió incluir técnicas de pretratamientos como trampas de aceites y grasas, seguido de un sedimentador para remover sólidos suspendidos y garantizar el suministro de un LRS con la mayor solubilidad posible a los FAFA-MFS. Del mismo modo se aplicaron técnicas de dilución volumétrica de los LRS para reducir la presencia de metales pesados y haluros metálicos a niveles sub-inhibitorios del metabolismo microbiano dentro de los FAFA-MFS. El arreglo experimental de los FAFA-MFS fue diseñado experimentalmente involucrando tres factores experimentales fijados en tres niveles de prueba, consistiendo de la relación de profundidades para el fraccionamiento del filtro anaeróbico de flujo ascendente nombrado como FAFA, en múltiples fases separadas, nombrado como FAFA-MFS. A partir de una revisión evolutiva de los reactores anaeróbicos de los últimos setenta años, al comparar con otros reactores anaeróbicos diseñados y puestos en funcionamiento, los cuales estuvieron basados en sistemas de crecimiento suspendido y adherido, la característica distintiva e innovativa de los FAFA-MFS ha sido el fraccionamiento en fases separadas de la profundidad total de los FAFA-MFS, dos fases separadas para el reactor DI-FAFS y tres fases separadas para el reactor TRI-FAFS, conduciendo a la verificación del cumplimiento de las fases de la digestión anaeróbica según las fases separadas, identificando prevalencia de bacterias hidrolíticas y acidogénicas en la F1, acidogénicas y acetogénicas en la F2, así como acetogénicas y metanogénicas en la F3 de DI-FAFS y TRI-FAFS, respectivamente. En relación a los restantes dos factores experimentales consistentes de la temperatura de operación y la carga orgánica volumétrica (COV) se encontró que los FAFA-MFS fueron probados en el rango más frecuente de temperaturas para operar reactores biológicos anaeróbicos. En relación a

la COV, para los FAFA-MFS se diluyeron los LRS suministrando $COV < 10 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ para favorecer una adecuada actividad microbiana llevando las sustancias recalcitrantes a niveles sub-inhbitorios para el metabolismo de los microorganismos en el proceso de la digestión anaeróbica de la MO contenida en los LRS, logrando eficiencias de remoción de la MO desde medias a altas en el DI-FAFS hasta altas a muy altas en el TRI-FAFS, siendo la condición de operación óptima encontrada en el TRI-FAFS configurado geométricamente con una relación de profundidades $D_1/D_2/D_3 = 4\%/16\%/80\%$ y temperatura de 34 °C. En estudios evolutivos adicionales en los FAFA-MFS, la COV contenida en los LRS a ser tratada por los FAFA-MFS fue incrementada hasta valores entre 10 y 30 $\text{kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ a temperatura de 34 °C obteniendo eficiencias medias en la remoción de la MO desde los LRS.

La formulación de los MH y los MA estuvo basada en revisiones de 16 estudios de modelos para el diseño de reactores anaeróbicos desarrollados entre finales de la década de 1960 hasta el presente, así como modelos para filtros aeróbicos formulados desde 1940 hasta el presente, basados en estructuras matemáticas como la ecuación de Monod, ley de Phelps, ley de Velz, ley de Fick, ecuación de Van't Hoff y ecuación de Stack, a partir de los cuales en este estudio, se formularon seis MH para explicar el proceso de transformación bioquímica de la MO contenida en los LRS, así como siete MA (dos MA propuestos y cinco MA adicionales) para el diseño del DI-FAFS, así como seis MH y cinco MA (dos MA propuestos y tres MA adicionales) para el diseño del TRI-FAFS, para explicar los procesos de transporte y transformación de la MO contenida en los LRS, suministrando estructuras matemáticas que incluyeron hasta siete coeficientes cinéticos involucrados en el proceso de la transformación bioquímica de sustratos y tres coeficientes para explicar el proceso de transporte de los sustratos dentro de la biopelícula de los FAFA-MFS. Los coeficientes de la cinética del metabolismo microbiano han revelado que el diseño del arreglo experimental de los FAFA-MFS para LRS pre-tratado, condujo a obtener un LRS mayormente soluble y con escaso material particulado, donde evidentemente predominaron los procesos intracelulares de transporte y transformación bioquímica de sustratos solubles precedidos por la ocurrencia de los procesos de transporte de sustratos en la interfaz líquido residual-biopelícula, logrando formulaciones satisfactorias para la predicción de la ocurrencia de los procesos de transporte y transformación a través de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS.

En cuanto a los principales parámetros de la calibración de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS, para los MH, con base en la revisión de 21 estudios de calibración de MH y MA para el diseño de reactores anaeróbicos desde 1960 hasta el presente, el coeficiente de tasa de utilización de sustratos, k , para el diseño de los reactores DI-FAFS dio valores dentro del intervalo obtenido para

el 47 % de los valores reportados para sistemas de crecimiento suspendido y adherido. En el caso de los reactores TRI-FAFS, el coeficiente k dio valores más altos alrededor entre 3 y 5 veces superiores a los valores obtenidos para el reactor DI-FAFS, sugiriendo una mayor actividad microbiana en la transformación de la MO contenida en los LRS. Así mismo los valores de k para el diseño del reactor TRI-FAFS, resultaron en el orden de los obtenidos para el 60 % de los estudios sobre calibración de modelos para el diseño de los reactores anaeróbicos. En cuanto a los exponentes, x , y y estuvieron en el intervalo de los MH No. 1 a No. 3, y No. 6, así como en los reportes de 16 estudios de filtros aeróbicos. Con respecto a los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS se obtuvieron valores similares de los coeficientes cinéticos para los MH, complementados con valores de coeficientes cinéticos de transporte de sustratos obtenidos para reactores anaeróbicos vinculados a los coeficientes de biosorción, difusión molecular horizontal y difusión molecular vertical, los cuales pudieron ser comparados con estudios de filtros biológicos aeróbicos y anaeróbicos, así como estudios de sistemas ambientales a escala real, siendo adecuada la estimación resultante. Los ajustes estadísticos dieron coeficientes de determinación desde valores medios a muy altos., mientras que la prueba de hipótesis de la función de distribución F resultó en que todos los parámetros dieron significativos dentro de las estructuras matemáticas propuestas.

En cuanto a los estadísticos de ajustes en la etapa de la validación de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS en la remoción de la MO desde los LRS, se pueden indicar los siguientes aspectos, a) los EMAC en la predicción de la concentración del sustrato en el efluente de los FAFA-MFS (S_e) de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS asociados a los MH No. 1 a MH No. 3, predicción de la relación (S_e/S_i), MH No. 4 y MH No. 6, MA No. 1 a MA No. 7 y las tasas metabólicas (utilización de sustratos, crecimiento microbiano y producción de metano) de la digestión anaeróbica de los microorganismos en los reactores FAFA-MFS en el MH No. 5, resultaron la mayoría de las veces ligeramente menores o con diferencias poco significativas con respecto a los EMAv en la etapa de la validación, siendo un índice de respuesta satisfactoria de la predicción de los MH y los MA para (S_e), (S_e/S_i) y las tasas metabólicas en los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS b) Tanto en las etapas de la calibración como de la validación de los MH y los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, el cien por ciento de las veces, el estadístico estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la validación (F_{0v}), resultaron mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$), con un nivel de significancia de 0.05, conduciendo a aceptar la hipótesis nula de que la totalidad de los coeficientes o parámetros son significativos dentro de la

estructura matemática de los MH y los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, c) En cuanto a la representación gráfica de los MH y MA en la etapa de la validación de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS mostraron una aproximación satisfactoria entre estimaciones y observaciones de las variables de respuesta para MH No. 2 para el diseño del DI-FAFS, MH No. 2 para el diseño del TRI-FAFS, MH No. 5 como estimador de tasas metabólicas de la digestión anaeróbica, MA No. 2 para el diseño del DI-FAFS y MA No. 2 para el diseño del TRI-FAFS .

Los MH No.1 a No.3 permiten estimar la concentración del sustrato en el efluente o la relación S_e/S_i a los reactores FAFA-MFS considerando que existe una variación significativa de la concentración del sustrato con respecto al tiempo, lo que en condiciones de operación implicaría alta variación del caudal o de la concentración de los sustratos siendo suministrados a los FAFA-MFS, siendo el tiempo de contacto entre el líquido residual y la biopelícula, un parámetro cinético importante de ser involucrado en la estructura matemática de los MH. Entre los MH, el MH No.2 reúne los principales factores experimentales controlados en el diseño y la operación de los FAFA-MFS, tales como relación de profundidades del FAFA, temperatura y COV.

El MH No. 4 permite tomar en cuenta el proceso de transporte por biosorción seguido de procesos de transformación de sustratos, dónde el coeficiente cinético S establece la capacidad umbral de sustrato removido por la biopelícula dentro de los FAFA-MFS bajo condiciones de una distribución y tipo de medio de soporte regular dentro de las fases separadas de los FAFA-MFS.

El MH No. 5 permite estimar tasas metabólicas de la digestión anaeróbica de la MO contenida en los LRS dentro de los FAFA-MFS en condiciones de una variación poco significativa de los cambios de las concentraciones de, sustrato en el influente-efluente del reactor, crecimiento microbiano en la biopelícula dentro del reactor y producción de metano desde la digestión anaeróbica, con respecto al tiempo. En este contexto, el MH No. 5 permite determinar parámetros cinéticos, tales como la tasa máxima de utilización de sustratos, la tasa máxima de crecimiento microbiano y la tasa máxima de producción de metano. Adicionalmente en el MH No. 5 se pueden usar relaciones lineales y no lineales entre tasas (crecimiento microbiano versus utilización de sustratos y producción de metano versus utilización de sustratos) que conllevan a determinar importantes parámetros tales como el coeficiente de producción máxima de microorganismos por sustrato removido, el coeficiente de producción de metano por sustrato removido, los cuales conducen a establecer comparaciones con los parámetros de diseño de otros reactores biológicos..

El MH No. 6 permite ponderar la influencia de la variación de los sustratos con respecto al tiempo para estimar la relación S_e/S_i , incluyendo dos componentes constituidos por el MH No. 2 y el MH No. 5, el componente del MH No. 2 incluye expresiones para ponderar el tiempo de contacto entre el líquido residual y la biopelícula mientras que el MH No. 5 toma en cuenta una variación no significativa en el cambio de las concentraciones del sustrato influente-efluente de los FAFA-MFS. El MH No. 6 permite ponderar la significancia del tiempo de contacto entre el sustrato y la biopelícula (MH No. 2) y el umbral de COV que puede ser suministrada a los FAFA-MFS (MH No. 5).

En condiciones relativamente regulares de geometría, arreglo y distribución del medio de soporte para la biopelícula, así como un sustrato mayormente soluble en el afluente a las diferentes fases de los FAFA-MFS, el MA No.2 permite dimensionar geométricamente de los FAFA-MFS en las direcciones horizontal y vertical para favorecer que la remoción de los sustratos sea guiada por procesos de transporte de difusión molecular direccionados horizontal y verticalmente en la interfaz líquido residual-biopelícula que conduzcan a transformación intracelular de sustratos solubles y en menor medida por procesos de transformación de sustratos particulados que requieren ser primeramente fraccionados en cadenas cortas por reacciones hidrolíticas para alcanzar condiciones de solubilidad que subsecuentemente faciliten el transporte a través de la membrana celular para ser transformados por los procesos de digestión anaeróbica. Este aspecto es decisivo en la implementación de los MA No. 3, MA No. 6 y MA No. 7 involucrando a los procesos por biosorción en la condición configurada para los FAFA-MFS caracterizada por poseer un medio de soporte para el crecimiento de la biopelícula que brinda un arreglo regular dentro de cada una de las fases de los FAFA-MFS.

Los MH y los MA sugeridos para el diseño de los reactores FAFA-MFS son el MH No. 2, el MH No. 5 y el MA No. 2 debido a contener los principales parámetros para explicar los procesos de transporte y transformación de sustratos solubles y particulados, así como la calidad de ajuste estadístico entre observaciones y estimaciones, los cuales pueden ser seguidos por los MA No. 6 y No. 7 debido a que permiten explicar la totalidad de los procesos de transporte y transformación de la MO contenida en los LRS propuestos en esta investigación, permitiendo ponderar la ocurrencias de los procesos de transformación bioquímica de sustrato y transporte por difusión molecular y procesos de biosorción. Los enfoques de aplicación de los MH y MA No. 2 han sido implementados para el diseño de biorreactores acoplados para lograr la restauración de aguas superficiales y subterráneas conteniendo altas concentraciones de MO en medio ambiente tropical.

Capítulo V

Conclusiones y Recomendaciones

Las conclusiones y recomendaciones que se presentan en este capítulo están basadas en la discusión de los resultados del desarrollo de los MH y los MA para el diseño de FAFA-MFS en la remoción de la MO de los LRS, se presenta a través de una síntesis de los principales hallazgos encontrados en la discusión de cinco objetivos específicos para dar lugar a la conclusión del objetivo general.

Las características relevantes de los LRS del RSG fueron el pH, la DQO, los metales pesados y los haluros metálicos. El pH se correspondió con un RS antiguo, siendo adecuado para la operación de los FAFA-MFS. La MO expresada como DQO estuvo en el intervalo de un RS joven a intermedio, existiendo incumplimiento con la normativa ambiental nacional e internacional. Los metales pesados tales como plomo, cobre y cromo estuvieron mayormente próximos y en algunos casos superaron el límite de la normativa ambiental nacional e internacional y su presencia fue considerada para las concentraciones en trazas para propósitos nutricionales, y su potencial para actuar como bactericidas en forma soluble y a concentraciones mayores que 1 mg L^{-1} . De la misma forma que los metales pesados, los haluros metálicos como los cloruros superaron significativamente el límite de la normativa ambiental. En conjunto la presencia de metales pesados y haluros metálicos confirmó a los LRS la presencia de sustancias recalcitrantes e inhibitorias del metabolismo microbiano, así como altas concentraciones de la DQO que condujeron a la aplicación de una técnica de dilución volumétrica de los LRS con el propósito de llevar a niveles sub-inhibitorios la influencia que pudieran causar sobre la actividad microbiana a ser ejercida en los FAFA-MFS.

El arreglo experimental de los FAFA-MFS requirió incluir técnicas de pretratamientos como trampas de aceites y grasas, seguido de un sedimentador para remover sólidos suspendidos y garantizar el suministro de un LRS con la mayor solubilidad posible a los FAFA-MFS. Del mismo modo se aplicaron técnicas de dilución volumétrica de los LRS para reducir la presencia de metales pesados y haluros metálicos a niveles sub-inhibitorios del metabolismo microbiano dentro de los FAFA-MFS. El arreglo experimental de los FAFA-MFS fue diseñado experimentalmente involucrando tres factores experimentales fijados en tres niveles de prueba, consistiendo de la relación de profundidades para el fraccionamiento del filtro anaeróbico de flujo ascendente nombrado como

FAFA, en múltiples fases separadas, nombrado como FAFA-MFS. A partir de una revisión evolutiva de los reactores anaeróbicos de los últimos setenta años, al comparar con otros reactores anaeróbicos diseñados y puestos en funcionamiento, los cuales estuvieron basados en sistemas de crecimiento suspendido y adherido, la característica distintiva e innovativa de los FAFA-MFS ha sido el fraccionamiento en fases separadas de la profundidad total de los FAFA-MFS, dos fases separadas para el reactor DI-FAFS y tres fases separadas para el reactor TRI-FAFS, conduciendo a la verificación del cumplimiento de las fases de la digestión anaeróbica según las fases separadas, identificando prevalencia de bacterias hidrolíticas y acidogénicas en la F1, acidogénicas y acetogénicas en la F2, así como acetogénicas y metanogénicas en la F3 de DI-FAFS y TRI-FAFS, respectivamente. En relación a los restantes dos factores experimentales consistentes de la temperatura de operación y la carga orgánica volumétrica (COV) se encontró que los FAFA-MFS fueron probados en el rango más frecuente de temperaturas para operar reactores biológicos anaeróbicos. En relación a la COV, para los FAFA-MFS se diluyeron los LRS suministrando $COV < 10 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$ para favorecer una adecuada actividad microbiana llevando las sustancias recalcitrantes a niveles sub-inhibitorios para el metabolismo de los microorganismos en el proceso de la digestión anaeróbica de la MO contenida en los LRS, logrando eficiencias de remoción de la MO desde medias a altas en el DI-FAFS hasta altas a muy altas en el TRI-FAFS, siendo la condición de operación óptima encontrada en el TRI-FAFS configurado geométricamente con una relación de profundidades $D_1/D_2/D_3 = 4\%/16\%/80\%$ y temperatura de 34 °C. En estudios evolutivos adicionales en los FAFA-MFS, la COV contenida en los LRS a ser tratada por los FAFA-MFS fue incrementada hasta valores entre 10 y 30 $\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$ a temperatura de 34 °C obteniendo eficiencias medias en la remoción de la MO desde los LRS.

La formulación de los MH y los MA estuvo basada en revisiones de 16 estudios de modelos para el diseño de reactores anaeróbicos desarrollados entre finales de la década de 1960 hasta el presente, así como modelos para filtros aeróbicos formulados desde 1940 hasta el presente, basados en estructuras matemáticas como la ecuación de Monod, ley de Phelps, ley de Velz, ley de Fick, ecuación de Van't Hoff y ecuación de Stack, a partir de los cuales en este estudio, se formularon seis MH para explicar el proceso de transformación bioquímica de la MO contenida en los LRS, así como siete MA (dos MA propuestos y cinco MA adicionales) para el diseño del DI-FAFS, así como seis MH y cinco MA (dos MA propuestos y tres MA adicionales) para el diseño del TRI-FAFS, para explicar los procesos de transporte y transformación de la MO contenida en los LRS, suministrando estructuras matemáticas que incluyeron hasta siete coeficientes cinéticos involucrados en el proceso de la transformación bioquímica de sustratos y tres coeficientes para explicar el proceso de transporte de los

sustratos dentro de la biopelícula de los FAFA-MFS. Los coeficientes de la cinética del metabolismo microbiano han revelado que el diseño del arreglo experimental de los FAFA-MFS para LRS pre-tratado, condujo a obtener un LRS mayormente soluble y con escaso material particulado, donde evidentemente predominaron los procesos intracelulares de transporte y transformación bioquímica de sustratos solubles precedidos por la ocurrencia de los procesos de transporte de sustratos en la interfaz líquido residual-biopelícula, logrando formulaciones satisfactorias para la predicción de la ocurrencia de los procesos de transporte y transformación a través de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS.

En cuanto a los principales parámetros de la calibración de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS, para los MH, con base en la revisión de 21 estudios de calibración de MH y MA para el diseño de reactores anaeróbicos desde 1960 hasta el presente, el coeficiente de tasa de utilización de sustratos, k , para el diseño de los reactores DI-FAFS dio valores dentro del intervalo obtenido para el 47 % de los valores reportados para sistemas de crecimiento suspendido y adherido. En el caso de los reactores TRI-FAFS, el coeficiente k dio valores más altos alrededor entre 3 y 5 veces superiores a los valores obtenidos para el reactor DI-FAFS, sugiriendo una mayor actividad microbiana en la transformación de la MO contenida en los LRS. Así mismo los valores de k para el diseño del reactor TRI-FAFS, resultaron en el orden de los obtenidos para el 60 % de los estudios sobre calibración de modelos para el diseño de los reactores anaeróbicos. En cuanto a los exponentes, x , y estuvieron en el intervalo de los MH No. 1 a No. 3, y No. 6, así como en los reportes de 16 estudios de filtros aeróbicos. Con respecto a los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS se obtuvieron valores similares de los coeficientes cinéticos para los MH, complementados con valores de coeficientes cinéticos de transporte de sustratos obtenidos para reactores anaeróbicos vinculados a los coeficientes de biosorción, difusión molecular horizontal y difusión molecular vertical, los cuales pudieron ser comparados con estudios de filtros biológicos aeróbicos y anaeróbicos, así como estudios de sistemas ambientales a escala real, siendo adecuada la estimación resultante. Los ajustes estadísticos dieron coeficientes de determinación desde valores medios a muy altos., mientras que la prueba de hipótesis de la función de distribución F resultó en que todos los parámetros dieron significativos dentro de las estructuras matemáticas propuestas.

En cuanto a los estadísticos de ajustes en la etapa de la validación de los MH y los MA para el diseño de los FAFA-MFS en la remoción de la MO desde los LRS, se pueden indicar los siguientes aspectos, a) los EMAC en la predicción de la concentración del sustrato en el efluente de los FAFA-MFS (S_e) de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS asociados a los MH No. 1 a MH No. 3, predicción de la relación (S_e/S_i), MH No. 4 y MH

No. 6, MA No. 1 a MA No. 7 y las tasas metabólicas (utilización de sustratos, crecimiento microbiano y producción de metano) de la digestión anaeróbica de los microorganismos en los reactores FAFA-MFS en el MH No. 5, resultaron la mayoría de las veces ligeramente menores o con diferencias poco significativas con respecto a los EMaV en la etapa de la validación, siendo un índice de respuesta satisfactoria de la predicción de los MH y los MA para (S_e) , (S_e/S_i) y las tasas metabólicas en los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS b) Tanto en las etapas de la calibración como de la validación de los MH y los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, el cien por ciento de las veces, el estadístico estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la calibración (F_{0c}), el parámetro estimado de la función F del análisis de varianza (ANOVA) en la etapa de la validación (F_{0v}), resultaron mayores al estadístico teórico de la función F ($F_{GL,n-GL-1}$), con un nivel de significancia de 0.05, conduciendo a aceptar la hipótesis nula de que la totalidad de los coeficientes o parámetros son significativos dentro de la estructura matemática de los MH y los MA para el diseño de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS, c) En cuanto a la representación gráfica de los MH y MA en la etapa de la validación de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS mostraron una aproximación satisfactoria entre estimaciones y observaciones de las variables de respuesta para MH No. 2 para el diseño del DI-FAFS, MH No. 2 para el diseño del TRI-FAFS, MH No. 5 como estimador de tasas metabólicas de la digestión anaeróbica, MA No. 2 para el diseño del DI-FAFS y MA No. 2 para el diseño del TRI-FAFS .

Los MH No.1 a No.3 permiten estimar la concentración del sustrato en el efluente o la relación S_e/S_i a los reactores FAFA-MFS considerando que existe una variación significativa de la concentración del sustrato con respecto al tiempo, lo que en condiciones de operación implicaría alta variación del caudal o de la concentración de los sustratos siendo suministrados a los FAFA-MFS, siendo el tiempo de contacto entre el líquido residual y la biopelícula, un parámetro cinético importante de ser involucrado en la estructura matemática de los MH. Entre los MH, el MH No.2 reúne los principales factores experimentales controlados en el diseño y la operación de los FAFA-MFS, tales como relación de profundidades del FAFA, temperatura y COV.

El MH No. 4 permite tomar en cuenta el proceso de transporte por biosorción seguido de procesos de transformación de sustratos, donde el coeficiente cinético S establece la capacidad umbral de sustrato removido por la biopelícula dentro de los FAFA-MFS bajo condiciones de una distribución y tipo de medio de soporte regular dentro de las fases separadas de los FAFA-MFS.

El MH No. 5 permite estimar tasas metabólicas de la digestión anaeróbica de la MO contenida en los LRS dentro de los FAFA-MFS condiciones de una variación poco significativa de los cambios de las concentraciones de, sustrato en el influente-efluente del reactor, crecimiento microbiano en la biopelícula dentro del reactor y producción de metano desde la digestión anaeróbica, con respecto al tiempo. En este contexto, el MH No. 5 permite determinar parámetros cinéticos, tales como la tasa máxima de utilización de sustratos, la tasa máxima de crecimiento microbiano y la tasa máxima de producción de metano. Adicionalmente en el MH No. 5 se pueden usar relaciones lineales y no lineales entre tasas (crecimiento microbiano versus utilización de

sustratos y producción de metano versus utilización de sustratos) que conllevan a determinar importantes parámetros tales como el coeficiente de producción máxima de microorganismos por sustrato removido, el coeficiente de producción de metano por sustrato removido, los cuales conducen a establecer comparaciones con los parámetros de diseño de otros reactores biológicos..

El MH No. 6 permite ponderar la influencia de la variación de los sustratos con respecto al tiempo para estimar la relación S_e/S_i , incluyendo dos componentes constituidos por el MH No. 2 y el MH No. 5, el componente del MH No. 2 incluye expresiones para ponderar el tiempo de contacto entre el líquido residual y la biopelícula mientras que el MH No. 5 toma en cuenta una variación no significativa en el cambio de las concentraciones del sustrato influente-efluente de los FAFA-MFS. El MH No. 6 permite ponderar la significancia del tiempo de contacto entre el sustrato y la biopelícula (MH No. 2) y el umbral de COV que puede ser suministrada a los FAFA-MFS (MH No. 5).

En condiciones relativamente regulares de geometría, arreglo y distribución del medio de soporte para la biopelícula, así como un sustrato mayormente soluble en el afluente a las diferentes fases de los FAFA-MFS, el MA No.2 permite dimensionar geométricamente de los FAFA-MFS en las direcciones horizontal y vertical para favorecer que la remoción de los sustratos sea guiada por procesos de transporte de difusión molecular direccionados horizontal y verticalmente en la interfaz líquido residual-biopelícula que conduzcan a transformación intracelular de sustratos solubles y en menor medida por procesos de transformación de sustratos particulados que requieren ser primeramente fraccionados en cadenas cortas por reacciones hidrolíticas para alcanzar condiciones de solubilidad que subsecuentemente faciliten el transporte a través de la membrana celular para ser transformados por los procesos de digestión anaeróbica. Este aspecto es decisivo en la implementación de los MA No. 3, MA No. 6 y MA No. 7 involucrando a los procesos por biosorción en la condición configurada para los FAFA-MFS caracterizada por poseer un medio de soporte para el crecimiento de la biopelícula que brinda un arreglo regular dentro de cada una de las fases de los FAFA-MFS.

Los MH y los MA sugeridos para el diseño de los reactores FAFA-MFS son el MH No. 2, el MH No. 5 y el MA No. 2 debido a contener los principales parámetros para explicar los procesos de transporte y transformación de sustratos solubles y particulados, así como la calidad de ajuste estadístico entre observaciones y estimaciones, los cuales pueden ser seguidos por los MA No. 6 y No. 7 debido a que permiten explicar la totalidad de los procesos de transporte y transformación de la MO contenida en los LRS propuestos en esta investigación, permitiendo ponderar la ocurrencias de los procesos de transformación bioquímica de sustrato y transporte por difusión molecular y procesos de biosorción. Los enfoques de aplicación de los MH y MA No. 2 han sido implementados para el diseño de bioreactores acoplados para lograr la restauración de aguas superficiales y subterráneas conteniendo altas concentraciones de MO en medio ambiente tropical.

Recomendaciones

En LRS mayormente de tipo joven o intermedio con características de recalcitrancia se recomienda aplicar pretratamientos basados en trampas de aceites y grasas, sedimentadores primarios y técnicas de dilución para ser tratados en los FAFA-MFS.

Proponer el uso de los FAFA-MFS como una unidad de tratamiento biológico único, considerando suministrar $COV < 10 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, temperaturas de operación entre 20 y 34 °C, y relaciones de profundidades preferentemente para el reactor DI-FAFS en el sentido del flujo de F1/F2 de $D_1/D_2 = 20\%/80\%$ de la profundidad total y para el reactor TRI-FAFS de la F1/F2/F3 de $D_1/D_2/D_3 = 4\%/16\%/80\%$

Para $COV > 10 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ proponer los FAFA-MFS considerando el acoplamiento con otros reactores biológicos en el tratamiento de efluentes domésticos e industriales para condiciones extremas de temperatura y carga orgánica volumétrica, así como presencia de sustancias recalcitrantes e inhibitorias. Algunos casos como el biofiltro activado, en los sistemas aeróbicos, son ejemplos de acoplamientos de lodos activado con filtro percolador, que han sido implementados en la escala real.

Se recomienda calibrar y validar a los MH y los MA para biodegradar sustratos asociados a las etapas de la digestión anaeróbica, tales como ácido propiónico, ácido butírico, ácido acético, así como acetato a fin de crear coeficientes cinéticos que contribuyan a explicar mejor las rutas de degradación metabólica de los procesos de la digestión anaeróbica, mediante los coeficientes cinéticos de los procesos de transporte y transformación de la materia orgánica.

Implementar los MH y los MA propuestos para el diseño, construcción y operación de los FAFA-MFS dentro de los sistemas de tratamiento para la remoción de la MO contenida en efluentes de actividades domésticas, industriales y agrícolas.

Implementar las formulaciones y calibraciones de los MH y los MA como herramientas computacionales para el diseño de FAFA-MFS.

Finalmente se recomienda después de los modelos propuestos (MH No. 2 y MA No.2 para el diseño de los DI-FAFS y TRI-FAFS), implementar los MA No. 6 y No. 7 debido a que permiten explicar la totalidad de los procesos de transporte y transformación de la MO contenida en los LRS, en

los procesos de transformación bioquímica de sustrato y transporte por difusión molecular y procesos de biosorción.

Referencias Bibliográficas

- Adekunle, K. F., and Okolie, J. A. (2015). A review of biochemical process of anaerobic digestion. *Advances in Bioscience and Biotechnology*, 6(03), 205.10.4236/abb.2015.63020.
- Agudelo, R. (1996). *Tratabilidad de lixiviados producidos en rellenos sanitarios. Tesis de Maestría. Sin publicar. Medellín*. Medellín: Universidad de Antioquia.
- Albertson, O. E., and Davis, G. (1984, October). Analysis of process factors controlling performance of plastic bio-media. In *Proceedings of the 57th Annual Meeting of the WPCF*, New Orleans, LA.
- Álvarez, P., y Guevara, E. (2003). Biorremediación y atenuación natural de acuíferos contaminados por sustancias químicas peligrosas. (*Bioremediation and natural attenuation of aquifers contaminated by hazardous chemicals*). Consejo de Desarrollo Científico y Humanístico de la Universidad de Carabobo (CDCH-UC), Venezuela.
- Alleman JE, Irvine RL. 1980. Nitrification in the sequencing batch biological reactor. *Water Pollut Control Fed.* 2747– 2754. <https://www.jstor.org/stable/25040953>.
- Aderm, E. (1917). The activated sludge process of sewage purification. Vacher y Sons, Limited.
- Arnau G., J. (1991). *Diseños experimentales en Psicología y Educación* (Vol. 1 y 2). México: Editorial Trillas.
- Andreadakis, A. D. (1992). Anaerobic digestion of piggery wastes. *Water Science and Technology*, 25(1), 9-16. <https://doi.org/10.2166/wst.1992.0003>
- Antonie, R. L., Kluge, D. L., and Mielke, J. H. (1974). Evaluation of a rotating disk wastewater treatment plant. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 498-511. <https://www.jstor.org/stable/25038152>.
- Alleman, J. E., and Irvine, R. L. (1980). Nitrification in the sequencing batch biological reactor. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 2747-2754. <https://www.jstor.org/stable/25040953>
- Arora, M. L., and Umphres, M. B. (1987). Evaluation of activated biofiltration and activated biofiltration/activated sludge technologies. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 183-190. <https://www.jstor.org/stable/25043222?seq=1>
- Arrhenius S. A. (1889). About the heat of dissociation and the influence of temperature on the degree of dissociation of the electrolytes. (*Z. P. Chem, Ed.*) 4, 96-116. doi:10.1515 / ZPCH-1889-0408.
- Atkinson, B., Davies, I. J., and How, S.Y. (1974). The overall rate of substrate uptake (reaction) by microbial films, Parts I and II.. *Trans. Inst. Chem. Eng.*
- Atlas, R. M. (2010). *Handbook of microbiological media*. 4th ed. Boca Raton, FL, CRC press.
- Azubuike, C. C., Chikere, C. B., and Okpokwasili, G. C. (2016). Bioremediation techniques—classification based on site of application: principles, advantages, limitations and prospects.

- World Journal of Microbiology and Biotechnology, 32, 1-18.
<https://link.springer.com/article/10.1007/s11274-016-2137-x>
- Bachmann, A., Beard, V. L., and McCarty, P. L. (1985). Performance characteristics of the anaerobic baffled reactor. *Water Research*, 19(1), 99-106. [https://doi.org/10.1016/0043-1354\(85\)90330-6](https://doi.org/10.1016/0043-1354(85)90330-6)
- Barker, H. A., y Taha, S. M. (1942). Clostridium, an organism concerned in the formation of caproic acid from ethyl alcohol. *Journal of bacteriology*, 43(3), 347-363.
- Blackwell, L. G. (1971). Discussion of "Response of Activated Sludge to Organic Transient Loadings". *Journal of the Sanitary Engineering Division*, 97(1), 105-109. <https://ascelibrary.org/doi/abs/10.1061/JSEDAI.0001230>
- Bell, B. A., Jeris, J., bccc, J. M., and Carrol, R. (1980, January). Anaerobic fluidized bed treatment of thermal sludge conditioning decant liquor. In *Proceedings of the Seminar/workshop, anaerobic Filtration* (Vol. 1, p. 171). <https://www.osti.gov/servlets/purl/6368792/#page=181>
- Berrio, L., Beltrán, O., Agudelo, E., y Cardona, S. (2012). Sistemas de tratamiento para residuos líquidos generados en laboratorios de análisis químico. *Gestión y Ambiente*, 15, 113–124.
- Bloodgood, D. E., Teletzke, G. H., and Pohland, F. G. (1959). Fundamental hydraulic principles of trickling filters. *Sewage and Industrial Wastes*, 31(3), 243-253. <https://www.jstor.org/stable/25033832>
- Box, G. E., Jenkins, G. M., Reinsel, G. C., and Ljung, G. M. (2015). *Time series analysis: forecasting and control*. John Wiley & Sons.
- Bruce A. M., y Merckens J. C. (1973). Further Studies of Partial Treatment of Sewage by High-Rate Biological Filtration. *Journal Water Pollution Control*, 72(5), 499-527. <https://pascal-francis.inist.fr/vibad/index.php?action=getRecordDetail&idt=PASCAL7388506728>
- Cárdenas Calvachi, G. L., y Ramos Ramos, R. M. (2009). Evaluación de la eficiencia de reactores de lecho fijo utilizando aguas mieles residuales de trapiches artesanales. *Ciencia e ingeniería neogranadina*, 19(1), 25-38.
- Cárdenas, S., Márquez, A., Guevara, E., and Rey, D. (2019). Modeling of the monthly distribution of soil erosion and sediment yield in the Tucutunemo Basin, Venezuela. *Revista INGENIERÍA UC*, 26(1), 72-95. <http://servicio.bc.uc.edu.ve/ingenieria/revista/index.htm>
- Cárdenas Izaguirre, S. F., Márquez Romance, A. M., and Guevara Pérez, E. (2021a). Variation analysis of organochlorine pesticides in waters and sediments from a tropical river. *Dyna*, 88(216), 203-209. <https://doi.org/10.15446/dyna.v88n216.86802>
- Cárdenas Izaguirre, S. F. y Márquez Romance, A. M. (2021b). *Modelo de transporte de plaguicidas organoclorados en el Río Tucutunemo, municipio Zamora, estado Aragua*. Tesis doctoral. <http://riuc.bc.uc.edu.ve/handle/123456789/8959>
- Cárdenas Izaguirre, S. F., Márquez Romance, A. M., Guevara Pérez, E., and Pérez Pacheco, S. A. (2022a). An approach to models for transport and transformation of organochlorine pesticides

- in rivers. *Environmental Quality Management*, 31(3), 369-391.
<https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/tqem.21791>
- Cárdenas Izaguirre, S. F., Márquez Romance, A. M., Guevara Pérez, E., y Pérez Pacheco, S. A. (2022b). Modelado de transporte y transformación de plaguicidas organoclorados en ríos. Segundo Simposio Venezolano de Recursos Hídricos. <http://web.ula.ve/cidiat/2021/11/09/segundo-simposio-venezolano-de-recursos-hidricos/>
- Cárdenas, S., Márquez, A., and Guevara, E. (2023). Diffusion–advection process modeling of organochlorine pesticides in rivers. *Journal of Applied Water Engineering and Research*, 11(1), 1-22. <https://doi.org/10.1080/23249676.2021.1982029>
- Carucci, A., Chiavola, A., Majone, M., and Rolle, E. (1999). Treatment of tannery wastewater in a sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, 40(1), 253-259. <https://search.proquest.com/openview/8f1e7b750c0ad46e21fc16d8508bc62f/1?pq-origsite=gscholarycbl=2044520>
- Chandruppa, R., and Das, D. B. (2012). *Solid waste management: Principles and practice*. Springer Science & Business Media.
- Chaux, G., Rojas, G. L., y Bolaños, L. (2009). Producción más limpia y viabilidad de tratamiento Producción más limpia y viabilidad de tratamiento biológico para efluentes demataderos en pequeñas localidades caso: municipio de el tambo (Colombia). *Biotecnología en el sector Agropecuario y Agroindustrial*, 7(1), 102-114.
- Chávez R, M D, y Valencia J. R. (2019). Aprovechamiento y valorización energética del biogás en un relleno sanitario aprovechamiento y valorización energética del biogás en el relleno sanitario del parque de Tecnología Ambiental Guayabal [Use and energy recovery of biogas in a landfill, use and energy recovery of biogas in the landfill of the Guayabal Environmental Technology Park Use and energy recovery of biogas in a landfill, use and energy recovery of biogas in the landfill of the Guayabal Environmental Technology Park] [Tesis de Maestría]. Universidad de Pamplona, Colombia.
- Chernicharo de Lemos, C. (2007). *Anaerobic Reactors in Biological Wastewater Treatment . Serie 4, Serie4*. (A. House, Ed.) London, UK: IWA Publishing.
- Chian E. S., & Dewalle F. B. (1976). Sanitary landfill leachates and their leachate treatment. *Journal*
- Christensen, T. H., Kjeldsen, P., Bjerg, P. L., Jensen, D. L., Christensen, J. B., Baun, A., ... and Heron, G. (2001). Biogeochemistry of landfill leachate plumes. *Applied geochemistry*, 16(7-8), 659-718. <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0883292700000822>
- Crites, R. W., Tchobanoglous, G., Camargo, M., & Pardo, L. P. (2000). *Sistemas de manejo de aguas residuales: para núcleos pequeños y descentralizados*. Mc Graw Hill. Colombia.
- Comisión Nacional del Agua. (2015). *Manual de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento. Diseño de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales Municipales: Filtros Anaerobios de Flujo Ascendente* (Vol. 29). (CONAGUA, Ed.) Mexico, México: Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales.

- Contrera, R. C., da Cruz Silva, K. C., Morita, D. M., Rodrigues, J. A. D., Zaiat, M., & Schalch, V. (2014). First-order kinetics of landfill leachate treatment in a pilot-scale anaerobic sequence batch biofilm reactor. *Journal of environmental management*, 145, 385-393. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2014.07.013>
- Cordon Páez, S., y Pérez Martínez, J. A. (2016). Ajuste de un modelo matemático para el crecimiento de streptococcus pyogenes en 2 sustratos para la producción de ácido hialurónico a escala de laboratorio (Bachelor's thesis, Fundación Universidad de América). <http://repository.uamerica.edu.co/handle/20.500.11839/429>
- Cornejo Zúñiga, O., y Rebolledo Vega, R. (2016). Estimativa de parâmetros em modelos não lineares: algoritmos e aplicações. *Revista EIA*, (25), 81-98. http://www.scielo.org.co/scielo.php?pid=S1794-12372016000100007&script=sci_abstract&tlng=pt
- Cortez, S., Teixeira, P., Oliveira, R., & Mota, M. (2010). Fenton's oxidation as post-treatment of a mature municipal landfill leachate. *International Journal of Environmental Science and Engineering*, 2(1), 40-43.
- Díaz Gómez, J., y Gorraiz, V. (1997). Características de los Lixiviados de Relleno Sanitario. *Revista Proyección Universitaria*, 11, 95-122.
- Deublein, D., and Steinhauser, A. (2011). *Biogas from waste and renewable resources: an introduction*. John Wiley & Sons.
- Dold, P. L., & Ekama, G. A. (1981). A general model for the activated sludge process. In *Water Pollution Research and Development* (pp. 47-77). Pergamon. <https://doi.org/10.1016/B978-1-4832-8438-5.50010-8>
- Donaldson, T. L., Strandberg, G. W., Hewitt, J. D., Shields, G. S., and Worden, R. M. (1987). Biooxidation of coal gasification wastewaters using fluidized-bed bioreactors. *Environmental progress*, 6(4), 205-211. <https://doi.org/10.1002/ep.670060405>
- Droste, R. L., & Gehr, R. L. (2018). *Theory and practice of water and wastewater treatment*. John Wiley & Sons.
- Eckenfelder Jr, W. W. (1963). Trickling filtration design and performance. *Transactions of the American Society of Civil Engineers*, 128(3), 371-384. <https://ascelibrary.org/doi/abs/10.1061/JSEDAI.0000340>
- Ekama, G. A., y Marais, G. V. R. (1979). Dynamic behavior of the activated sludge process. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 534-556. <https://www.jstor.org/stable/25039863>
- Esteban Gutiérrez, M. (2014). Co-digestión anaerobia de lodo de EDAR con residuos orgánicos de diferente naturaleza: combinación de técnicas experimentales y herramientas matemáticas.
- Freytez, E., Márquez, A., Pire, M., Guevara, E., y Pérez, S. (2019a). Design, construction and evaluation of the performance of a load reactor sequential for treatment of residual waters of teneries. *Revista Ingeniería UC*. 26(1), 44-61, <http://servicio.bc.uc.edu.ve/ingenieria/revista/index.htm>. <http://servicio.bc.uc.edu.ve/ingenieria/revista/index.htm>.

- Freytez, E., Marquez Romance, A., Pire Sierra, M., Guevara Pérez, E., Pérez Pacheco, S.. (2019b). Operation assessment of the sequential batch reactor in tannery effluents using suspended and granular biomass. *DYNA Energía y Sostenibilidad*, 8(1). [11 p.]. DOI: <https://doi.org/10.6036/ES9130>
- Freytez, E., Márquez, A., Pire, M., Guevara, E., y Pérez, S. (2019c). Nitrogenated substrate removal modeling in sequencing batch reactor oxic-anoxic phases. *Journal of Environmental Engineering*, 145(10), 04019068. <https://ascelibrary.org/doi/abs/10.1061/%28ASCE%29EE.1943-7870.0001556>
- Freytez, E., Márquez, A., Pire, M., Guevara Pérez, E., y Pérez, S. (2020). Organic and nitrogenated substrates utilization rate model validating in sequential batch reactor. *Journal of Environmental Engineering*, 146(3), 04019124. <https://ascelibrary.org/doi/abs/10.1061/%28ASCE%29EE.1943-7870.0001632>
- Freytez Boggio, E. y Márquez, Romance, A. M., (2021). Modelación dinámica de los procesos de eliminación de materia orgánica y nitrógeno de efluentes de tenería usando un reactor por carga secuencial. Doctoral Thesis. pp 1-248, <http://mriuc.bc.uc.edu.ve/handle/123456789/8695>
- Freytez Boggio, E., Márquez Romance, A. M., Pire Sierra, M. C., Guevara Pérez, E., y Pérez Pacheco, S. A. (2022). Calibration of model for the utilization rate of organic and nitrogenated substrates by the microorganism in a sequencing batch reactor. *Environmental Quality Management*, 31(3), 355-368. <http://doi.org/10.1002/tqem.21790>
- Freytez Boggio, E., Márquez Romance, A. M., Barrazoeta S., y Guevara Pérez, E., S. A. (2023). Assessment of the utilization rate of organic and nitrogenated substrates by the microorganisms in a sequencing batch reactor. *Revista Tecnología y Ciencias del Agua*, 14(5). DOI: <https://doi.org/10.24850/j-tyca-14-05-02>
- Freytez Boggio, E., Márquez Romance, A. M., Pire Sierra, M. C., Guevara Pérez, E., y Pérez Pacheco, S. A. (2024). Organic mass and nitrogen removal kinetic modeling in sequencing batch reactor. *Journal of Applied Water Engineering and Research*, 12(1), 90-118. DOI: 10.1080/23249676.2023.2213449.
- Gaceta Oficial No. 5021. Decreto No. 883. (11 de octubre de 1995), Normas para clasificación de las aguas y medidas de control de calidad de los vertidos o efluentes líquidos. Caracas, 18-05-1995. <https://www.fao.org/faolex/results/details/es/c/LEX-FAOC174040/>
- Galindo, A., Toncel, E., and Rincón, N. (2016). Evaluación de un filtro biológico como unidad de post-tratamiento de aguas residuales utilizando conchas marinas como material de soporte. *Revista Ion*, 29(2), 39-50. http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0120-100X2016000200039
- Garcia Ch., C., & Díaz B., M. (2003). Evaluación de la toxicidad de un efluente cervecero mediante ensayos de inhibición de la actividad metanogénica. *Revista Colombiana de Biotecnología*, 5(2), 23-31.
- Gerardi, M. H. (2003). *The microbiology of anaerobic digesters*. John Wiley & Sons.

- Germain, J. E. (1966). Economical treatment of domestic waste by plastic-medium trickling filters. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 192-203. <https://www.jstor.org/stable/25035484>
- Giraldo, E. (2014). Tratamiento de lixiviados de rellenos sanitarios: avances recientes. *Revista de Ingeniería*, 14, 44-55. <https://ojsrevistaing.uniandes.edu.co/ojs/index.php/revista/article/view/538/718>. Fecha de acceso: 20 mayo, 2023 doi:10.16924/riua.v0i14.538.
- Gourdon, R., Comel, C., Vermande, P., & Veron, J. (1989). Kinetics of acetate, propionate and butyrate removal in the treatment of a semi-synthetic landfill leachate on anaerobic filter. *Biotechnology and bioengineering*, 33(9), 1167-1181. <https://doi.org/10.1002/bit.260330913>
- Grau, J., Terraza, H., Velosa, D. M. R., Rihm, A., & Sturzenegger, G. (2015). Solid waste management in Latin America and the Caribbean. IDB. <http://dx.doi.org/10.18235/0006297>
- Guevara Pérez, E. (2016). Transporte y transformación de contaminantes en el ambiente y contaminación de las aguas. (Transport and transformation of pollutants in the environment and water pollution). Autoridad Nacional del Agua. Ministerio de Desarrollo Agrario y Riego. Gobierno de Perú. <http://190.12.92.167/handle/20.500.12543/3941>
- Gutiérrez, H., y De La Vara, R. (2008). Análisis y diseño de experimentos. México DF: McGraw-Hill Interamericana.
- Hassan, M. M., y Beg, S. A. (1987). Theoretical analysis of a packed-bed biological reactor for various reaction kinetics. *The Chemical Engineering Journal*, 36(2), B15-B27. [https://doi.org/10.1016/0300-9467\(87\)80051-5](https://doi.org/10.1016/0300-9467(87)80051-5)
- Hernández, M., y Delgadillo L., R. (2011). Aplicación del modelo ADM1 en la digestión anaerobia de aguas residuales y desechos sólidos. *Revista Tumbaga*, 6, 29-42.
- Henze, M., Grady Jr, C. L., Gujer, W., Marais, G. V. R., & Matsuo, T. (1987). A general model for single-sludge wastewater treatment systems. *Water research*, 21(5), 505-515. [https://doi.org/10.1016/0043-1354\(87\)90058-3](https://doi.org/10.1016/0043-1354(87)90058-3)
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M. C., Marais, G. V. R., y Van Loosdrecht, M. C. (1999). Activated sludge model no. 2d, ASM2d. *Water Science and Technology*, 39(1), 165-182. <https://doi.org/10.2166/wst.1999.0036>
- Hernández P, M., y Luna W., H. (2004). *Desarrollo de un módulo para la simulación de digestores anaerobios acoplado al simulador HYSYS 3.1*. Tesis pregrado, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga. Col.
- Hernández-Sampieri, R., & Mendoza, C. (2020). Metodología de la investigación: las rutas cuantitativa, cualitativa y mixta. McGraw Hill. México,
- Hernández Sampieri, R., Fernández Collado, C., y Baptista Lucio, M. D. P. (2014). Metodología de la investigación(6 edición.). Editorial McGraw-Hill.

- Henry, J. G., Prasad, D., & Young, H. (1987). Removal of organics from leachates by anaerobic filter. *Water Research*, 21(11), 1395-1399. <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/0043135487900157>
- Howland, W. E. (1958), September). Flow over porous media as in a trickling filter. In Proc. 12th Ind. Waste Conf., Purdue Univ., Ext. Ser (Vol. 94, p. 435).
- Hucker, H. B., Zacchei, A. G., Cox, S. V., Brodie, D. A., & Cantwell, N. H. R. (1966). Studies on the absorption, distribution and excretion of indomethacin in various species. *Journal of Pharmacology and Experimental Therapeutics*, 153(2), 237-249.
- Invertinwirkung. *Biochem. Z.* 49, 333–369. Ministry of the Environmental Government of Japan, (1995). Water Pollution Control Law. <https://www.env.go.jp/en/laws/water/wlaw/index.html>
- Jeris, J. S. (1983). Industrial wastewater treatment using anaerobic fluidized bed reactors. *Water Science and Technology*, 15(8-9), 169-176. <https://doi.org/10.2166/wst.1983.0165> <https://doi.org/10.2166/wst.1983.0165>
- Jewell, W. J., Switzenbaum, M. S., y Morris, J. W. (1981). Municipal wastewater treatment with the anaerobic attached microbial film expanded bed process. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 482-490. <https://www.jstor.org/stable/25041117>
- Johnson, K. A., and Goody, R. S. (2011). The original Michaelis constant: translation of the 1913 Michaelis–Menten paper. *Biochemistry*, 50(39), 8264-8269. <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/bi201284u>
- Johnstone, N., & Labonne, J. (2004). Generation of household solid waste in OECD countries: an empirical analysis using macroeconomic data. *Land Economics*, 80(4), 529-538. : <https://doi.org/10.2307/3655808>
- Kängsepp, P., Kõiv, M., Kriipsalu, M., and Mander, Ü. (2008). Leachate treatment in newly built peat filters: a pilot-scale study. *Wastewater treatment, plant dynamics and management in constructed and natural wetlands*, 89-98.
- Kiely, G., y Veza, J. M. (1999). *Ingeniería ambiental: fundamentos, entornos, tecnologías y sistemas de gestión* (Vol. 1, p. 1331). Madrid: McGraw-Hill.
- Kennedy, K. J., and Van den Berg, L. (1981). Use of fixed film reactors for production of methane from waste. *Proc., Bioenergy RD Semin.;*(Canada), 3. <https://www.osti.gov/etdeweb/biblio/6275382>
- Kincannon D. F., y Stover E. L. (1982). Design methodology for fixed film reaction-RBCs and biological towers. *Civil Engineering for Practicing and Design Engineers*, 2, 107-124.
- Kinner N. E., y Eighmy T. T. (1988). Biological Fixed-Film Systems. *Water Pollution Control Federation*, 60(6), 824-828. <https://www.jstor.org/stable/25043575>
- Kim, D., & Stockwell, W. R. (2007). An online coupled meteorological and air quality modeling study of the effect of complex terrain on the regional transport and transformation of air pollutants

- over the Western United States. *Atmospheric Environment*, 41(11), 2319-2334. <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1352231006011307>
- Kiss, G., y Encarnación, G. (2006). Los productos y los impactos de la descomposición de residuos sólidos urbanos en los sitios de disposición final. *Gaceta ecológica*, 79(1), 39-51. <https://www.redalyc.org/pdf/539/53907903.pdf>
- Lakshmi, V., Fayne, J., & Bolten, J. (2018). A comparative study of available water in the major river basins of the world. *Journal of hydrology*, 567, 510-532. <https://doi.org/10.1016/j.jhydrol.2018.10.038>
- Lawrence, A. W., y McCarty, P. L. (1969). Kinetics of methane fermentation in anaerobic treatment. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, R1-R17. <https://www.jstor.org/stable/25036255>
- Lettinga, G. A. F. M., Van Velsen, A. F. M., Hobma, S. D., De Zeeuw, W., & Klapwijk, A. (1980). Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnology and bioengineering*, 22(4), 699-734. <https://doi.org/10.1002/bit.260220402>
- Levine, M (1918). "Differentiation of *B. coli* and *B. aerogenes* on a simplified eosin-methylene blue agar". *J Infect Dis*. 23: 43–47. Doi:10.1086/infdis/23.1.43.
- Limonti, C., Curcio, G. M., Siciliano, A., Le Pera, A., & Demirer, G. N. (2023). Kinetic Study of Anaerobic Digestion of Compost Leachate from Organic Fraction of Municipal Solid Waste. *Fermentation*, 9(3), 297. <https://doi.org/10.3390/fermentation9030297>
- Lindgren, M. (1983). Mathematical modeling of the anaerobic filter process. *Water Science and Technology*, 15(8-9), 197-207. <https://doi.org/10.2166/wst.1983.0167>
- Liu, B. Y., Pfeffer, J. T., & Suidan, M. T. (1991). Loading capacity of a packed-bed anaerobic reactor. *Research Journal of the Water Pollution Control Federation*, 145-152. <https://www.jstor.org/stable/25043969>
- Lozada P. T., Barba L., E., Ojeda C., Martínez J., & Astaño Y. (2014). Influence of leachates age on its physico- chemical composition and toxicity potential. *U.D.C.A Actualidad & Divulgación Científica*, 17(1), 245–255.
- Lozada, P. T., y Pérez, A. (2010). Actividad metanogénica específica: una herramienta de control y optimización de sistemas de tratamiento anaerobio de aguas residuales. *Ingeniería de Recursos Naturales y del Ambiente*, (9), 5-14. <https://www.redalyc.org/pdf/2311/231116434001.pdf>
- Luo, J., Qian, G., Liu, J., & Xu, Z. P. (2015). Anaerobic methanogenesis of fresh leachate from municipal solid waste: A brief review on current progress. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 49, 21-28.
- Ma, J., Daggupaty, S., Harner, T., & Li, Y. (2003). Impacts of lindane usage in the Canadian prairies on the Great Lakes ecosystem. 1. Coupled atmospheric transport model and modeled concentrations in air and soil. *Environmental science & technology*, 37(17), 3774-3781. <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/es034160x>

- Madigan, M. T., Martinko, J. M., & Parker, J. (2003). Microbial growth. Brock biology of microorganisms, 137-166.
- Maldonado Maldonado J. I. (1993). *Alternativa de tratamiento de las aguas residuales de matadero mediante Filtro Anaeróbico y Discos Biológicos Rotatorios*. Tesis de Maestría. Universidad Nacional de Colombia. Bogotá; Colombia,
- Maldonado Maldonado J. I., Torregroza O. A. y Camacho G. (2007). *Construcción, operación y evaluación de un sistema de cinco filtros anaeróbicos de flujo ascendente en fases separadas para el tratamiento aguas residuales domésticas*. Pamplona: Tesis de pregrado No Publicada. Universidad de Pamplona.
- Maldonado Maldonado, J. I., y Henández Ojeda, L. G. (2016). Tratamiento de lixiviados del relleno sanitario "la cortada" municipio de pamplona mediante contactores biológicos rotatorios. Tesis de Pregrado. Universidad de Pamplona. <http://repositoriodspace.unipamplona.edu.co/jspui/handle/20.500.12744/1420>
- Maldonado Maldonado J. I., y Rodríguez Chona J. A. (2016). Determinación del volumen metanogénico requerido en el proceso de remoción de materia orgánica, empleando filtros anaerobios de flujo ascendente separados en dos fases (DI-FAFS). Tesis de Maestría. Universidad de Pamplona. <http://repositoriodspace.unipamplona.edu.co/jspui/handle/20.500.12744/1420>
- Maldonado Maldonado J. I., Leal Carrillo Y. A., y Serrano García, F. Y. (2016). Determinación del volumen metanogénico requerido en el proceso de remoción de materia orgánica, empleando filtros anaerobios de flujo ascendente separados en dos fases (DI-FAFS). Tesis de Maestría. Universidad de Pamplona.
- Maldonado J. I., Rodríguez J.A. y Cajiao A. M. (2017). Treatment landfill leachate in filters anaerobic upflow of two phases (DI – FAFS). *Revista Ingeniería UC*, Vol. 24, No. 1, 91 – 104. <http://servicio.bc.uc.edu.ve/ingenieria/revista/v24n1/art11-124.pdf>
- Maldonado Maldonado, J. I., López S., y Jiménez R. (2017). *Biotratamiento de lixiviados con microorganismos anaerobios mesófilos en filtros de tres fases*. Universidad de Pamplona. Pamplona: No Publicada.
- Maldonado Maldonado, J. I., y Toloza Vargas, D. A. (2017). Biotratamiento de lixiviado proveniente del relleno sanitario la cortada, mediante un FP a escala laboratorio. Tesis de Pregrado. Universidad de Pamplona.
- Maldonado Maldonado, J. I., Velandia Camargo, K.Y. (2017). Biotratamiento de agua orgánica sintética mediante un filtro anaerobio de flujo ascendente en tres fases a escala laboratorio. Tesis de Pregrado. Universidad de Pamplona.
- Maldonado J. I., y Flores Peña, Y.A. (2018). Biotratamiento de lixiviados del relleno sanitario la cortada, Pamplona Norte de Santander mediante un reactor usab a escala laboratorio. Tesis de Pregrado. Universidad de Pamplona.

- Maldonado J. I., y Granados, J. D. (2018). Diseño, operación y evaluación de un reactor anaerobio de flujo pistón a escala de laboratorio para el tratamiento de lixiviados provenientes del relleno sanitario la cortada en pamplona norte de santander. Tesis de Pregrado. Universidad de Pamplona
- Maldonado Maldonado, J. I., Márquez Romance, A. M., Guevara Pérez, E., Pérez, S., and Rey Lago, D. (2018a). Model development for the design of an anaerobic upflow filter separated in two and three phases. *Dyna*, 85(207), 44-53. <https://doi.org/10.15446/dyna.v85n207.69783> <https://revistas.unal.edu.co/index.php/dyna/article/view/69783>
- Maldonado Maldonado J. I., Márquez Romance, A. M., Guevara Pérez, E., Pérez, S., and Rey Lago, D (2018b). Design, Construction and Modeling of Upflow Anaerobic Filters Separated in Two and Three Phases. *Journal of Water Resources and Pollution Studies*. e-ISSN: 2581-5326. Volume 3 Issue 3. <https://matjournals.in/index.php/JoWRPS/article/view/2762>. <http://matjournals.in/index.php/JoWRPS/article/view/2762>
- Maldonado Maldonado J. I., Márquez Romance A.M., and Rodríguez Chona J. A. (2018c). Efficient treatment of organic wastewater with anaerobic filters of three-phases ascending flow. *Bistúa*. Vol. 16(2), Universidad de Pamplona, Colombia. <https://pdfs.semanticscholar.org/ad69/d406ab17f1626eae7c7e78f0e95a7024d109.pdf>
- Maldonado J. I., Rodríguez Chona J. A., and Márquez R A.M., (2018d). Tratamiento eficiente de residuos líquidos con filtros anaerobios de Flujo ascendente de tres fases (TRI-FAFS). *Revista Científica UNET*. Vol. 30(1), pp. 313-323. Universidad Nacional Experimental del Táchira. Venezuela. <https://dialnet.unirioja.es/servlet/articulo?codigo=6939143>
- Maldonado J. I., Márquez R A.M., and Rodríguez Chona J. A. (2018e). Efficient treatment of organic wastewater with anaerobic filters of three-phases ascending flow. *VI Congreso Nacional del Medio Ambiente y Desarrollo Sostenible*, Universidad de Pamplona, Colombia <https://drive.google.com/file/d/1Cl1yVTTJeE8PUqILpg490C5L9cWi9-8J/view>
- Maldonado J. I., Márquez R. A. M., y Rodríguez, J.A. (2018f). Libro: Desafíos en Ingeniería. Investigación, Innovación y Desarrollo. Capítulo 7: Nueva Biotecnología para el tratamiento de residuos líquidos orgánicos mediante filtros anaerobios de flujo ascendente separados en tres fases (TRI-FAFS), Tecnar, Editorial Board, Pag 108-140.
- Maldonado Maldonado, J. I., Rozo Barrera K. (2019a). Evaluación del rendimiento de degradación de materia orgánica en reactores de filtro anaerobio trifásico (TRI-FAFS) y de la cinética de reacción. Tesis de Pregrado. Universidad de Pamplona.
- Maldonado Maldonado, J. I., Rivera Romero, J. F., y González Mariño, S. D. (2019b). Evaluación del rendimiento de degradación de materia orgánica en reactores de filtro anaerobio trifásico (TRI-FAFS) y de la cinética de reacción. Tesis de Pregrado. Universidad de Pamplona.
- Maldonado Maldonado, J. I., Márquez Romance, A. M., Guevara Pérez, E., José Rey Lago, D., and Pérez Pacheco, S. A. (2020). Models for Design of Upflow Anaerobic Filters Separated in Two and Three Phases. *Journal of Environmental Engineering*, 146(3), 04020007. <https://ascelibrary.org/doi/abs/10.1061/%28ASCE%29EE.1943-7870.0001577>. <https://ascelibrary.org/doi/abs/10.1061/%28ASCE%29EE.1943-7870.0001577>

- Maldonado J. I., Márquez Romance, A. M., Guevara Pérez, E., Pérez Pacheco, S. A., and Rey Lago, D. J. (2022a). Novel hybrid models for the design of upflow anaerobic filters separated in phases. *Environmental Quality Management*, 31(3), 155-166. y. <https://doi.org/10.1002/tqem.21769>
- Maldonado J.I., Márquez Romance, A. M., Guevara Pérez, E. (2022b). Models for the design of upflow anaerobic filters separated into two and three phases. 2nd International Joint Conference on Water Distribution Systems Analysis y Computing and Control in the Water Industry Valencia (Spain), 18-22 July 2022. doi: <https://doi.org/10.4995/WDSA-CCWI2022.2022>.
- Maldonado J. I, Márquez Romance, A. M., Guevara Pérez, E. (2022c). Modelos para el diseño de filtros anaeróbicos de flujo ascendente separados en dos y tres fases. Segundo Simposio Venezolano de Recursos Hídricos. <http://web.ula.ve/cidiat/2021/11/09/segundo-simposio-venezolano-de-recursos-hidricos/>
- Maldonado-Maldonado, J., Márquez-Romance, A., & Guevara-Pérez, E. (2023a). Formulation, calibration, and validation of hybrid and coupled models for the design of upflow anaerobic filters in multiple separated stages for organic matter removal from sanitary landfill leachates. *Environmental Quality Management*, 33(1), 411-440. <https://doi.org/10.1002/tqem.22068>
- Maldonado M J.I., Márquez R A.M., Guevara E., Pérez S. (2023b). Development of hybrid and coupled models for the design of upflow anaerobic filters through multiple separate stages in the removal of organic matter from sanitary landfill leachates. 1st IAHR International Conference on Global Water Security and 4th International Forum on Water Security and Sustainability. October 29-November1, 2023. Changzhou, Jiangsu. https://iahr.oss-accelerate.aliyuncs.com/upload/file/20231103/20231103155039_46317.pdf
- Maldonado-Maldonado, J., Márquez-Romance, A., Guevara-Pérez, E., & Pérez-Pacheco, S. (2024a). Kinetics of microbial cell growth, utilization of organic substrates and methane production in upflow anaerobic filters in two and three separated stages treating sanitary landfill leachates. *Environmental Quality Management*. <https://doi.org/10.1002/tqem.22197>
- Maldonado-Maldonado, J., A. Márquez-Romance, E. Guevara-Pérez, and S. Pérez-Pacheco. (2024b). "Hybrid and coupled modeling for the design of fixed and suspended biomass reactors treating sanitary landfill leachates" *Journal of Applied Water Engineering and Research*. DOI - 10.1080/23249676.2024.2379273
- Maldonado-Maldonado, J., A. Márquez-Romance, E. Guevara-Pérez, and S. Pérez-Pacheco. 2024c. "Assessment of the utilization rate of organic substrates by the microorganisms in fixed and suspended biomass reactors treating sanitary landfill leachates." *J. Environ. Eng.* 10.1061/JOEEDU/EEENG-7575.
- Márquez, A. M. y Guevara, E. (2002). Removal of organic components in waste water using a reactor of the type submerged aerated biofilm. *Revista Ingeniería UC*. 9(2) Venezuela.
- Márquez, A. M. y Guevara, E. (2004). Description and evaluation of operation of a wastewater treatment in poultry industry. *Revista Ingeniería UC*. 11(2). Venezuela <http://servicio.bc.uc.edu.ve/ingenieria/revista/v11n2/11-2-9.pdf>

- Márquez R, A. M., Maldonado, J. I., Guevara P, E., Rey L, D. J., y Pérez P, S. A. (2021). An approach to models for the design of upflow anaerobic filters. *Journal of Applied Water Engineering and Research*, 9(2), 107-132. <https://www.tandfonline.com/doi/abs/10.1080/23249676.2020.1831972>
- Márquez Romance, A. M., Freytez Boggio, E., Cárdenas Izaguirre, S. F., Maldonado Maldonado, J. I., Guevara Pérez, E., Pérez Pacheco, S. A., y Buroz Castillo, E. (2022a). An approach to remediation of a tropical aquifer contaminated with hydrocarbons. *Environmental Quality Management*, 31(4), 357-390. <https://doi.org/10.1002/tqem.21820>
- Márquez, A., Freytez, E., Maldonado, J.I., Guevara, E., Pérez, S., y Buroz, E. (2022b). Soil and groundwater remediation proposal for hydrocarbons in a tropical aquifer. *Journal of Applied Water Engineering and Research*, 1-30. <https://doi.org/10.1080/23249676.2022.2135624>
- Márquez A., Freytez E., Maldonado M. J.I., Guevara E. Pérez S. (2022c). Enfoque para la remediación in situ y ex situ de un acuífero tropical V Seminario de Investigación. Agua, Energía y Medioambiente. Comunidad UPMWater. <https://es.scribd.com/document/577868735/V-Seminario-de-Investigacion-Agua-Energia-y-Medioambiente-Comunidad-UPMWater>
- Márquez Romance, A. M., Freytez Boggio, E., Cárdenas Izaguirre, S. F., Maldonado-Maldonado, J. I., Guevara Pérez, E., Pérez Pacheco, S. A., y Buroz-Castillo, E. (2022d). In situ and ex situ bioremediation proposal for aquifer contaminated with hydrocarbons. II Congreso Internacional de Ingeniería Civil y Arquitectura. Venezuela.
- Márquez A., Guevara E. Pérez S., Buroz E. (2022e). Propuesta de remediación de suelos y aguas subterráneas en un acuífero de Venezuela mediante modelación geoestadística de transporte de hidrocarburos. Segundo Simposio Venezolano de Recursos Hídricos. <http://web.ula.ve/cidiat/2021/11/09/segundo-simposio-venezolano-de-recursos-hidricos/>
- Márquez Romance, A., Cárdenas Izaguirre, S., Guevara Pérez, E., y Pérez Pacheco, S. (2022f). Calibration of diffusion-advection process models for organochlorine pesticides in a tropical river. *Environmental Quality Management*, 31(4), 403-424. <https://doi.org/10.1002/tqem.21827>
- Márquez Romance A., Freytez Boggio E., Maldonado Maldonado J., Cárdenas Izaguirre S., Guevara Pérez E., Pérez Pacheco S., y Buroz Castillo E. (2023a). In situ and ex situ bioremediation proposal for aquifer contaminated. 40th IAHR World Congress. <https://www.iahr.org/library/infor?pid=29651>. DOI: https://doi.org/10.3850/978-90-833476-1-5_iahr40wc-p1114-cd
- Márquez-Romance, A., Freytez-Boggio, E., Maldonado-Maldonado, J., Cárdenas-Izaguirre, S., Pérez-Rodríguez, M., Luque-Mirabal, O., ... & Buroz-Castillo, E. (2023b). An approach for restoration of the water quality with emphasis on the removal of organochlorine pesticides and eutrophic conditions in tropical rivers. *Environmental Quality Management*, 33(1), 183-202.
- Márquez Romance A., Freytez Boggio E., Maldonado Maldonado J. I., Cárdenas Izaguirre S., Pérez Rodríguez M., Luque Mirabal O., Guevara Pérez E., Pérez Pacheco S., y Buroz Castillo, E. (2023c). An Approach for Water Quality Restoration in Tropical Rivers. 40th IAHR World

Congress, <https://www.iahr.org/library/infor?pid=29786>. DOI: https://doi.org/10.3850/978-90-833476-1-5_iahr40wc-p1789-cd

- Márquez-Romance A., Freytez-Boggio E., Maldonado-Maldonado J., Cárdenas-Izaguirre, S.F., Pérez-Rodríguez M., Luque-Mirabal, O; Guevara-Pérez E. Pérez-Pacheco S., Buroz-Castillo E. (2023d). In situ and ex situ bioremediation proposal for tropical aquifer contaminated with hydrocarbons. 1st IAHR International Conference on Global Water Security and 4th International Forum on Water Security and Sustainability. October 29-November1, 2023. Changzhou, Jiangsu. https://iahr.oss-accelerate.aliyuncs.com/upload/file/20231103/20231103155039_46317.pdf
- Márquez-Romance A., Freytez-Boggio E., Maldonado-Maldonado J., Cárdenas-Izaguirre, S.F., Pérez-Rodríguez M., Luque-Mirabal, O; Guevara-Pérez E. Pérez-Pacheco S., Buroz-Castillo E. (2023e). An approach for water quality restoration in tropical rivers. 1st IAHR International Conference on Global Water Security and 4th International Forum on Water Security and Sustainability. October 29-November1, 2023. Changzhou, Jiangsu. https://iahr.oss-accelerate.aliyuncs.com/upload/file/20231103/20231103155039_46317.pdf
- Márquez-Romance A., Freytez-Boggio E., Maldonado-Maldonado J., Cárdenas-Izaguirre, S.F., Pérez-Rodríguez M., Luque-Mirabal, O; Guevara-Pérez E. Pérez-Pacheco S., Buroz-Castillo E. (2024a). In situ and ex situ bioremediation proposal for tropical aquifer contaminated with hydrocarbons. Bulletin No. 62. Academia Nacional de Ingeniería y Hábitat. Caracas. https://acading.org.ve/wp-content/uploads/2024/05/BOLETIN_62_ANIH.pdf
- Márquez-Romance A., Freytez-Boggio E., Maldonado-Maldonado J., Cárdenas-Izaguirre, S.F., Pérez-Rodríguez M., Luque-Mirabal, O; Guevara-Pérez E. Pérez-Pacheco S., Buroz-Castillo E. (2024b). An approach for water quality restoration in tropical rivers. Bulletin No. 62. Academia Nacional de Ingeniería y Hábitat. Caracas. https://acading.org.ve/wp-content/uploads/2024/05/BOLETIN_62_ANIH.pdf
- Malina, J. (1992). Design of anaerobic processes for treatment of industrial and municipal waste (Vol. 7). CRC Press.
- MathWorks, Inc. (2005). *MATLAB: The language of technical computing. Desktop tools and development environment, version 7* (Vol. 9). MathWorks.
- McCarty, P. L. (1981). One hundred years of anaerobic digestion, anaerobic digestion. Amsterdam: Elsevier Biochemical Press BV pp, 3, 22. <https://cir.nii.ac.jp/crid/1573105976172188544>
- Méndez N. R., López N. A., Peraza C. V., Borges C. E., & Riancho S., M. (2008). Remoción de materia orgánica y metales pesados de lixiviados por flotación con aire disuelto. Ingeniería Revista Academica, 12(1), 13–19.
- Mendoza Salgado, P., y López Trujillo, V. (2004). Estudio de la calidad de lixiviado del relleno sanitario La Esmeralda y su respuesta bajo tratamiento en filtro anaerobio de flujo ascendente piloto. Ingeniería Química. <https://core.ac.uk/reader/11051490>

- Melcer, H., Parker, W. J., and Rittmann, B. E. (1995). Modeling of volatile organic contaminants in trickling filter systems. *Water Science and Technology*, 31(1), 95-104. <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/027312239500158J>
- Metcalf y Eddy, Inc. (1991). *Wastewater engineering: Treatment, disposal and reuse*. Third Edition.
- Metcalf y Eddy, Inc. (2003). *Tratamiento Vertido y Reutiliación*. (3 ed.). Madrid, España: McGraw Hill.
- Michaelis, L., y Menten, M. L. (1913). Die Kinetik der Invertinwirkung. *Biochem. Z.* 49, 333–369.
- Minambiente de Colombia. (2002). *Guía Ambiental para Rellenos Sanitarios*. Bogotá.
- Minambiente. (25 de octubre de 2010). Decreto 3930. Bogotá, Colombia: Diario Oficial No. 47873
- Minambiente de Colombia. (2015). Resolución No 0631 del 2015. Bogotá, Colombia. https://www.minambiente.gov.co/images/normativa/app/resoluciones/dl-res_631_marz_2015.pdf
- Ministerio del ambiente de Francia. (1992). Ley No 92-3 de 3 de enero de 1992-Ley de aguas <https://www.legifrance.gouv.fr/jorf/id/JORFTEXT000000173995?r=CzNJl2zwPf>
- Montenegro, D. (2013). Estimación del efecto del lixiviado del Relleno Sanitario Doña Juana sobre la calidad del agua del Río Tunjuelo y su posible tratamiento en la PTAR Canoas. Universidad Nacional de Colombia. Bogotá : Unal.
- Monod, J. (1942). Recherches sur la croissance des cultures bactériennes.
- Monod, J. (1949). The growth of bacterial cultures. *Annual review of microbiology*, 3(1), 371-394.
- Morales C. J. (2007). Estudio para la remoción de metales pesados en los lixiviados de rellenos sanitarios. Universidad Nacional de Colombia, Facultad de Ingeniería y Arquitectura. Manizales: Unal de Colomb
- Moser, H. (1958). The dynamics of bacterial populations maintained in the chemostat. The dynamics of bacterial populations maintained in the chemostat.
- Nabarlantz D. A., Arenas B., L., Herrera S., D., & Niño B., D. (2013). Biogas production by anaerobic digestion of wastewater from palm oil mill industry. *CT&F-Ciencia, Tecnología y Futuro*, 5(2), 73-83.
- National Research Council. (1946). Trickling filters in sewage treatment at military installations. *Sewage Works J*, 18(5). <https://www.jstor.org/stable/25030655>
- Najafpour, M. M., Safdari, R., Ebrahimi, F., Rafighi, P., & Bagheri, R. (2016). Water oxidation by a soluble iron (III)–cyclen complex: new findings. *Dalton Transactions*, 45(6), 2618-2623. <https://pubs.rsc.org/en/content/articlelanding/2016/dt/c5dt04467g/unauth#!divAbstract>
- Nájera H., Castañón J., Figueroa J., & Rojas, V. M. (2009). Caracterización y tratamiento fisicoquímico de lixiviados maduros producidos en el sitio de disposición final de tuxtla gutiérrez. II Simposio Iberoamericano de Ingeniería, (págs. 1-7). Tuxtla Gutierrez - Chiapas.

- Naveen, B. P., Mahapatra, D. M., Sitharam, T. G., Sivapullaiah, P. V., & Ramachandra, T. V. (2017). Physico-chemical and biological characterization of urban municipal landfill leachate. *Environmental Pollution*, 220, 1-12.
- Organización de la Naciones Unidas. (1992) Cumbre de Rio de Janeiro. Conferencia sobre Medio ambiente y Desarrollo.
- Parella Stracuzzi, S., & Martins Pestana, F. (2010). Metodología de la investigación cuantitativa. Caracas, Venezuela: FEDUPEL, Fondo Editorial de la Universidad Pedagógica Experimental Libertador.
- Parkin, G. F., and Owen, W. F. (1986). Fundamentals of anaerobic digestion of wastewater sludges. *Journal of environmental engineering*, 112(5), 867-920. <https://ascelibrary.org/doi/abs/10.1061/%28ASCE%290733-9372%281986%29112%3A5%28867%29>
- Pavlostathis, S. G., and Giraldo-Gomez, E. (1991). Kinetics of anaerobic treatment: a critical review. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, 21(5-6), 411-490. <https://www.tandfonline.com/doi/abs/10.1080/10643389109388424>
- Pellón A. , A., López T. , M., Espinosa Ll., M., & González D., O. (2015). Propuesta para tratamiento de lixiviados en un vertedero de residuos sólidos urbanos. *Ingeniería Hidráulica y Ambiental*, 36(2), 3-16.
- Pérez A. J. (2010). Aplicación y evaluación de un reactor de contactores biológicos rotativos (CBR o biodiscos) a escala laboratorio como tratamiento de los lixiviados generados en el relleno sanitario de La Pradera (Master's thesis). Medellín: Universidad de Medellín. <https://repository.udem.edu.co/handle/11407/44>
- Pérez, A., y Torres, P. (2008). Índices de alcalinidad para el control del tratamiento anaerobio de aguas residuales fácilmente acidificables. *Ingeniería y Competitividad*, 10(2), 41-52. <https://www.redalyc.org/pdf/2913/291323482002.pdf>
- Pérez, J. I., Aldana, G. J., & Arguello, G. J. (2016). Modelo de dispersión axial para sistemas de flujo continuo ajustado a las condiciones de borde. *Información tecnológica*, 27(1), 169-180. https://www.scielo.cl/scielo.php?pid=S0718-07642016000100018&script=sci_arttext&tlng=pt
- Perozo, L.M. (2015, November 3). Aseo Urbano llega a sus 15 años con un parque ambiental innovador. *Somos*, Extracted on December 8, 2017 from <http://somoslarevista.com/2015/11/aseo-urbano-llega-a-sus-15-anos-con-un-parque-ambiental-innovador/>
- Phelps, E. B. (1911). The application of certain laws of physical chemistry in the standardization of disinfectants. *The Journal of Infectious Diseases*, 27-38. <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/bit.260221110>
- Phelps, E. B. (1944). *Stream Sanitation*, John Wiley and Sons. Inc. ji New York.
- Rice, E. W., Bridgewater, L., & American Public Health Association (Eds.). (2012). Standard methods for the examination of water and wastewater (Vol. 10). Washington, DC: American public health association.

- Rittmann, B. E., y McCarty, P. L. (1980). Model of steady-state-biofilm kinetics. *Biotechnology and bioengineering*, 22(11), 2343-2357. <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/bit.260221110>
- Sabino, C. (2014). *El proceso de investigación*. Editorial Episteme.
- Shammas, N. K. (2009). *Biological Treatment Processes: Volume 8 (Vol. 8)*. Springer Science & Business Media.
- Schraa, G., & Jewell, W. J. (1984). High-rate conversions of soluble organics with a thermophilic anaerobic attached film expanded bed. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 226-232. <https://www.jstor.org/stable/25042210>
- Schroepfer, G. J., & Ziemke, N. R. (1957). Factors affecting the efficiency of the anaerobic contact process as applied to sewage and industrial wastes. University of Minnesota.
- Schroepfer, G. J., Robins, M. L., & Susag, R. H. (1964). The research program on the Mississippi River in the Vicinity of Minneapolis and St. Paul. *Advances in Water Pollution Research*, 1. Vol. I. Pergamon, London.
- Shehzad, A., Bashir, M. J., Sethupathi, S., & Lim, J. W. (2015). An overview of heavily polluted landfill leachate treatment using food waste as an alternative and renewable source of activated carbon. *Process safety and environmental protection*, 98, 309-318. <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0957582015001676>
- Schulze KL. (1957). Experimental vertical screen trickling filter. *Sew IndWastes*. 29(4):458-467. <https://www.jstor.org/stable/25033323>.
- Schulze, K. L. (1960). Load and Efficiency of Trickling Filters. *Water Pollution Control Federation-Part I*, 32(3), 245-261. <https://www.jstor.org/stable/25034098>
- Soto, S. Á., Bucio, J. L. G., Uuh, J. A. C., Calva, G. C., Reveles, J. C. A., García, N. A. O., y Jiménez, J. M. C. (2010). Uso de un filtro anaeróbico sumergido en la remoción de materia orgánica de aguas residuales municipales. Resultados preliminares. *Revista CENIC. Ciencias Biológicas*, 41, 1-9. <https://www.redalyc.org/pdf/1812/181220509047.pdf>
- Seid-mohammadi, A., Asgari, G., Rafiei, M., Samadi, M. T., Nouri, F., Pirsaeheb, M., & Asadi, F. (2021). Kinetic study of real landfill leachate treated by non-thermal plasma (NTP) and granular sequential batch reactors (GSBR). *Journal of Water Process Engineering*, 43, 102245. <https://doi.org/10.1016/j.jwpe.2021.102245>
- Sudibyo, H., Shabrina, Z. L., Halim, L., & Budhijanto, W. (2017). Mathematical modelling and statistical approach to assess the performance of anaerobic fixed bed reactor for biogas production from Piyungan Sanitary Landfill leachate. *Energy Procedia*, 105, 256-262. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.311>
- Stack V. T. Jr. (1957). Theoretical Performance of the Trickling Filtration Process. *Sewage and Industrial Wastes*, 29(9), 987-1001. <https://www.jstor.org/stable/25033426?seq=1>

- Stadtman, T. C., y Barker, H. A. (1951). Studies on the methane fermentation VIII: Tracker Experiments on Fatty Acid Oxidation by Methane Bacteria. *Journal of Bacteriology*, 61(1), 67-80.
- Teng, C., Zhou, K., Peng, C., & Chen, W. (2021). Characterization and treatment of landfill leachate: A review. *Water research*, 203, 117525.
- Timur, H. (1997). Anaerobic Tratment Kinetics Of Municipal Landfill Leachate (Doctoral dissertation, Fen Bilimleri Enstitüsü).
- Tchobanoglous, G., Theisen, H., and Vigil, S. (1993). Integrated solid waste management: Engineering principles and management issues. New York: McGraw-Hill.
- Torres-Lozada, P., Barba-Ho, L. E., Ojeda, C., & Martínez, J. (2014). Influencia de la edad de lixiviados sobre su composición físico-química y su potencial de toxicidad. *Revista UDCA Actualidad & Divulgación Científica*, 17(1), 245-255.
- Tchobanoglous, G., Theisen, H., y Vigil S. (1994). *Gestión Integral de Residuos Sólidos*. New York: McGraw-Hill.
- Torpey, W. N., and Melbinger, N. R. (1967). Reduction of digested sludge volume by controlled recirculation. *Journal (Water pollution control federation)*, 1464-1474. <https://www.jstor.org/stable/25035800>
- Torres Lozada, P. (2012). Perspectivas del tratamiento anaerobio de aguas residuales domésticas en países en desarrollo. (E. d. Antioquia, Ed.) *EIA*, 18, 115-129. https://www.researchgate.net/publication/262515366_Perspectivas_del_tratamiento_anaerobio_de_aguas_residuales_domesticas_en_paises_en_desarrollo_Perspectives_of_anaerobic_treatment_of_domestic_wastewater_in_developing_countries/link/5c113dfb4585157ac1bdd84d/download
- United Nations Development Programme (UNDP). (2023). Human development index. Human Development Reports. United Nations, (2015). Transforming our World: The 2030 Agenda for Sustainable Development. United Nations. Available at: <https://sdgs.un.org/publications/transforming-our-world-2030-agenda-sustainable-development-17981>
- USEPA (U.S. Environmental Protection Agency). (1984). Review of Current RBC Performance and Design Procedures, EPA-600/2-85-033.
- Van Haandel, A., Kato, M. T., Cavalcanti, P. F., and Florencio, L. (2006). Anaerobic reactor design concepts for the treatment of domestic wastewater. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 5, 21-38. <https://doi.org/10.1007/s11157-005-4888-y>
- Van Haandel, A., and Lettinga, G. (1994). *Anaerobic Sewage Treatment: A practical guide for regions with a hot climate*. UK: John Wiley and Sons. <https://doi.org/10.2166/9781780409627>
- Van't Hoff, J. (1884). *In Etudes de Dynamiques Chimiques am*). Amsterdam,; F. Müller and Co.

- Vayenas, D. V., and Lyberatos G. (1994). A novel model for nitrifying trickling filters. *Water Research*, 28(6), 1275-1284. [https://doi.org/10.1016/0043-1354\(94\)90292-5](https://doi.org/10.1016/0043-1354(94)90292-5)
- Velz C. J. (1948). A basic law for the performance of biological filters. *Sewage Works Journal*, 20(4), 607-617. <https://www.jstor.org/stable/25030882?seq=1>
- Villamizar O. D., & Plata S. M. . (2013). Characterization and implementation of a physicochemical method ftreatment from the landfill carrasco. *Innovaciencia*. *Innovaciencia*, 1, 23–29
- Viraraghavan, T., and Varadarajan, R. (1995). Kinetics of anaerobic filter treatment of wastewaters. *Journal of Environmental Science y Health Part A*, 30(7), 1523-1542. <https://www.tandfonline.com/doi/abs/10.1080/10934529509376283>
- Wang, L. K., Shammas, N. K., and Hung, Y. T. (Eds.). (2010). *Advanced biological treatment processes* (Vol. 9). Springer Science y Business Media.
- Wang H., Ji G., Bai, X., and He, C. (2015). Assessing nitrogen transformation processes in a trickling filter under hydraulic loading rate constraints using nitrogen functional gene abundances. *Bioresource technology*, 177(1), 217-223. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.11.094>
- Wang, Y. J., & Zhang, K. M. (2012). Coupled turbulence and aerosol dynamics modeling of vehicle exhaust plumes using the CTAG model. *Atmospheric Environment*, 59, 284-293. <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1352231012004608>
- Wilson, R. W., Murphy, K. L., and Stephenson, J. P. (1980). Scaleup in rotating biological contactor design. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 610-621. <https://www.jstor.org/stable/25040757>
- Williamson, K., y McCarty, P. L. (1976). A model of substrate utilization by bacterial films. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 9-24. <https://www.jstor.org/stable/25038465>
- Wojciechowska, E., and Obarska Pempkowiak, H. (2008). Performance of reed beds supplied with municipal landfill leachate. *Wastewater Treatment, Plant Dynamics and Management in Constructed and Natural Wetlands*, Springer, 251-265.
- Yang, C., Yu, G., Zeng, G., Yang, H., Chen, F., & Jin, C. (2011). Performance of biotrickling filters packed with structured or cubic polyurethane sponges for VOC removal. *Journal of Environmental Sciences*, 23(8), 1325-1333. [https://doi.org/10.1016/S1001-0742\(10\)60565-7](https://doi.org/10.1016/S1001-0742(10)60565-7)
- Young, J. C., & McCarty, P. L. (1969). The anaerobic filter for waste treatment. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, R160-R173. <https://www.jstor.org/stable/25036652>
- Young, J. C., & Yang, B. S. (1989). Design considerations for full-scale anaerobic filters. *Research Journal of the Water Pollution Control Federation*, 1576-1587. <https://www.jstor.org/stable/25043774>
- Yu, H., Wilson, F., and Tay, J. H. (1998). Kinetic analysis of an anaerobic filter treating soybean wastewater. *Water Research*, 32(11), 3341-3352. <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S004313549800102X>

ANEXOS

ANEXO I

ASSURANCE STATEMENT

We, the undersigned (hereinafter "Entity"), hereby certify the following:

We understand that Esri software, technology, data, documentation and services (hereinafter collectively referred to as "Products") are subject to US export regulations and we will not, nor will we permit the use, diversion or delivery of Esri Products and Services (either directly or indirectly) in contravention of U.S. law, including, but not limited to:

1. The export, reexport, transfer, access to or for the benefit of any person, entity or end-use by or for the Government of Venezuela, as set forth and stated in the United States presidential Executive Order signed on August 5, 2019. For reference, please visit the following web link: <https://www.treasury.gov/resource-center/sanctions/Programs/Documents/13884.pdf>
2. The Entity is not owned, controlled or acting for or on behalf of the government of Venezuela.

If any of the facts represented in this Statement change, we will immediately provide written notification to both Esri's International Distributor and Esri's Export Compliance Team at esriexport@esri.com.

Name of Entity: "Centro de Investigaciones Hidrológicas y Ambientales, Universidad de Carabobo"


Dr. Adriana Márquez
Universidad de Carabobo



Signature of Official: _____

Printed Name of Official: Adriana Mercedes Márquez Romance, Title of Official:
Doctor/Researcher/Coordinator

E-mail Address: ammarquez@uc.edu.ve, ciham@uc.edu.ve Date: 29-02-2024

ANEXO II

Tabla 1A

Parámetros en la calibración de MH para el diseño de los DI-FAFS

MH No.	Ec. No.	Par.	Und.	Prom.	Error Eest.	Min.	Máx.	Ref.
1	(109)	k	d^{-1}	1.13	0.47	0.12	2.13	Maldonado et al. (2018,2020,2022b-c, 2023b)
		x		-0.19	0.07	-0.34	-0.03	
		n		0.39	0.32	-0.27	1.06	
2	(113)	k	d^{-1}	0.20	0.09	-0.004	0.41	Maldonado et al. (2018,2020,2022b-c, 2023b)
		A		1.05	0.01	1.03	1.08	
		x		-0.13	0.05	-0.24	-0.01	
		n		0.05	0.24	-0.48	0.58	
2	(113)	k	d^{-1}	0.267	0.114	0.021	0.513	Márquez et al. (2021)Maldonado et al. (2022b-c, 2023b)
		A		1.052	0.013	1.024	1.081	
		x		-0.074	0.054	-0.190	0.042	
		n		0.238	0.273	-0.348	0.825	
2	(114)	k	d^{-1}	0.54	0.13	0.26	0.81	Maldonado et al. (2018,2020,2022b-c, 2023b)
		A		1.04	0.01	1.03	1.06	
		x		-0.07	0.04	-0.17	0.03	
		n		0.02	0.17	-0.33	0.38	
2	(114)	k	d^{-1}	0.560	0.187	0.147	0.973	Márquez et al. (2021)Maldonado et al. (2022b-c, 2023b)
		A		1.056	0.014	1.025	1.087	
		x		-0.061	0.070	-0.217	0.093	
		n		0.028	0.233	-0.486	0.542	
2	(114)	k	d^{-1}	0.6403	0.1627	0.2911	0.9894	Maldonado et al. (2023a-c, 2024b)
		A		1.0490	0.0088	1.0299	1.0680	
		x		-0.0325	0.0539	-0.1483	0.0831	
		n		0.1577	0.1998	-0.2709	0.5864	
3	(118)	k	d^{-1}	0.34	0.79	-1.32	2.00	Maldonado et al. (2018,2020,2022b-c, 2023b)
		x		-0.08	0.13	-0.34	0.19	
		m		-0.19	0.37	-0.96	0.59	
		p		0.01	0.40	-0.84	0.86	
		n		-0.14	0.32	-0.82	0.54	

Tabla 2A

Parámetros estadísticos de ajuste en la calibración de los MH para el diseño de los DI-FAFS

MH	Ec.	VD	p	n_1	n_2	R^2	R^2_{ajust}	EEE	EMA	D	GL	F_{0c}	F_{0v}	$F_{GLn-GL-1}$	Ref.
1	(109)	S_e	3	20	7	0.70	0.67	323	246	1.51	3	113.59	52.12	3.24	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)
2	(113)	S_e	4	18	9	0.85	0.82	232	147	2.10	4	144.72	380	3.18	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)
2	(114)	S_e	4	19	8	0.91	0.89	176	104.5	1.93	4	260.16	126.32	3.11	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)
2	(114)	$\frac{S_e}{S_i}$	4	18	9	0.73	0.67	0.07	0.04	2.05	4	206.68	138.05	3.18	Maldonado et al. (2023a-c, 2024b)
3	(118)	S_e	5	18	9	0.62	0.53	251	188	1.38	5	66.12	37.54	2.85	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)

Nota:VD variable dependiente, p: número de parámetros, n_1 : número de datos en la calibración, n_2 : número de datos en la validación, R^2 : coeficiente de determinación, R^2_{ajust} : coeficiente de determinación ajustado, EEE: Error estándar del estimado, EMA: Error medio absoluto, d: estadístico de Durbin-Watson, ACRR: Autocorrelación residual en el retardo 1. GL:grados de libertad, F_{0c} : estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la calibración, F_{0v} : estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la validación, $F_{GLn-GL-1}$ estadístico teórico de la función F.

Tabla 3A

Parámetros en la calibración de los MH para el diseño de los TRI-FAFS.

MH No.	Ec. No.	Par.	Und.	Prom.	Error Est.	Min.	Máx.	Ref.
1	(110)	<i>k</i>	d^{-1}	1.32	0.72	-0.25	2.89	Maldonado et al. (2018,2020,2022b-c, 2023b)
		<i>x</i>		-2.74	11.76	-27.96	22.48	
		<i>y</i>		-4.02	19.85	-46.60	38.56	
		<i>n</i>		0.07	0.41	-0.80	0.94	
2	(115)	<i>k</i>	d^{-11}	4.49	1.66	0.91	8.77	Maldonado et al. (2018,2020,2022b-c, 2023b)
		<i>A</i>		1.01	0.004	1.00	1.02	
		<i>x</i>		0.15	0.08	-0.01	0.33	
		<i>y</i>		0.41	0.15	0.07	0.75	
2	(115)	<i>n</i>	d^{-1}	0.02	0.06	0.06	0.20	Márquez et al. (2021)Maldonado et al. (2022b-c, 2023b)
		<i>k</i>		2.025	0.837	0.215	3.836	
		<i>A</i>		1.014	0.004	1.004	1.024	
		<i>x</i>		0.018	0.085	-0.167	0.203	
2	(116)	<i>y</i>	d^{-1}	0.105	0.171	-0.264	0.476	Maldonado et al. (2018,2020,2022b-c, 2023b)
		<i>n</i>		0.051	0.076	-0.114	0.217	
		<i>k</i>		4.06	1.40	1.04	7.09	
		<i>A</i>		1.01	0.002	1.01	1.01	
2	(116)	<i>x</i>	d^{-1}	0.10	0.07	-0.05	0.26	Maldonado et al. (2018,2020,2022b-c, 2023b)
		<i>y</i>		0.24	0.14	-0.05	0.54	
		<i>n</i>		0.12	0.05	0.001	0.24	
		<i>k</i>		4.977	2.073	0.497	9.456	
2	(116)	<i>A</i>	d^{-1}	1.014	0.003	1.006	1.022	Márquez et al. (2021)Maldonado et al. (2022b-c, 2023b)
		<i>x</i>		0.167	0.092	-0.032	0.368	
		<i>y</i>		0.422	0.183	0.026	0.819	
		<i>n</i>		-0.030	0.069	-0.180	0.119	
2	(116)	<i>k</i>	d^{-1}	4.2141	1.3475	1.3029	7.1253	Maldonado et al. (2023a-c, 2024b)
		<i>A</i>		1.0137	0.0028	1.0074	1.020	
		<i>x</i>		0.1009	0.0721	-0.0548	0.2567	
		<i>y</i>		0.2868	0.1317	0.0022	0.5713	
3	(119)	<i>n</i>	d^{-1}	0.0687	0.0560	-0.0522	0.1897	Maldonado et al. (2023a-c, 2024b)
		<i>k</i>		0.10	65.51	-140.40	140.61	
		<i>x</i>		-0.36	93.82	-201.58	200.86	
		<i>y</i>		-1.06	173.86	-373.96	371.83	
3	(119)	<i>m</i>	d^{-1}	0.51	102.292	-218.88	219.90	Maldonado et al. (2018,2020,2022b-c, 2023b)
		<i>p</i>		1.80	285.129	-609.74	613.34	
		<i>n</i>		0.12	5.91502	-12.55	12.81	
		<i>k</i>		0.10	65.51	-140.40	140.61	

Tabla 4A

Parámetros estadísticos de ajuste en la calibración de los MH para el diseño de los TRI-FAFS

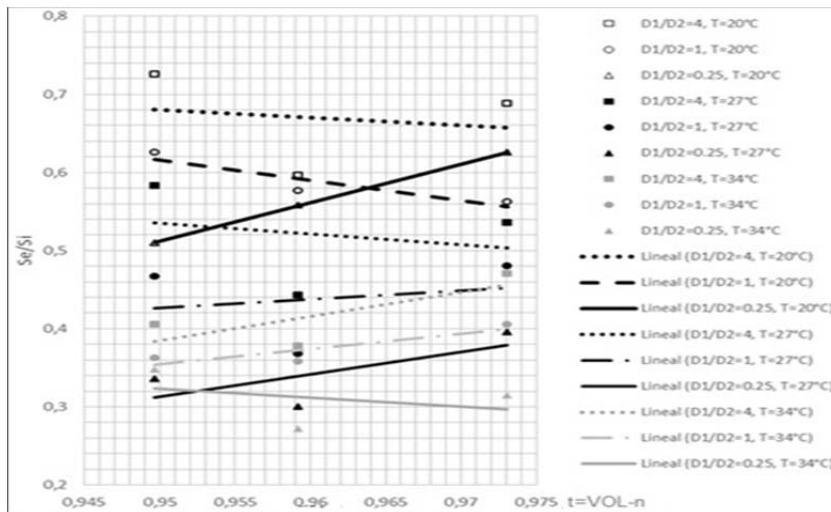
MH	Ec.	VD	p	n ₁	n ₂	R ²	R ² _{adj.}	EEE	EMA	D	GL	F _{0c}	F _{0v}	F _{GL,n-GL-1}	Ref.
1	(110)	S_e	4	17	10	0.85	0.81	58.11	39.89	1.29	4	125.19	31.21	3.26	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)
2	(115)	S_e	5	19	8	0.89	0.82	41.25	29.21	2.06	5	168.93	61.21	3.03	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)
2	(116)	S_e	5	18	9	0.93	0.92	37.09	24.40	3.10	5	287.348	80.60	3.11	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)
2	(116)	$\frac{S_e}{S_i}$	5	18	9	0.71	0.62	0.01	0.01	1.71	5	167.36	77.51	3.18	Maldonado et al. (2023a-c, 2024b)
3	(119)	S_e	6	20	7	0.83	0.76	62.73	43.19	1.16	5	67.87	30.62	2.85	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022b-c, 2023b)

Nota: p: número de parámetros, n₁: número de datos en la calibración, n₂: número de datos en la validación, R²: coeficiente de determinación, R²_{ajust.}: coeficiente de determinación ajustado, EEE: Error estándar del estimado, EMA: Error medio absoluto, d: estadístico de Durbin-Watson, ACRR: Autocorrelación residual en el retardo 1. GL:grados de libertad, F_{0c}: estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la calibración, F_{0v}: estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la validación, F_{GL,n-GL-1} estadístico teórico de la función F.

ANEXO III

Figura 1A

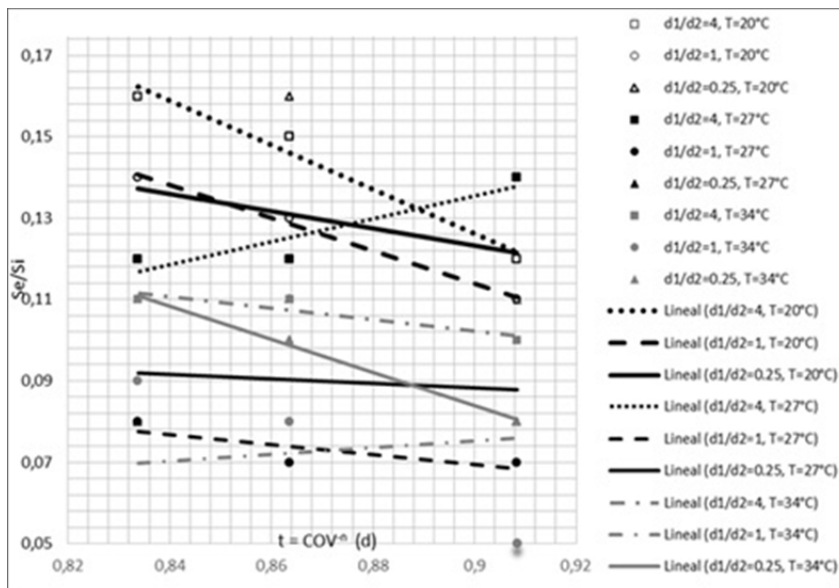
DQO remanente Vs COV^n derivada de las observaciones experimentales para DI-FAFS



Fuente Maldonado et al. (2018a,b,2020)

Figura 2A

DQO remanente Vs COV^n derivada de las observaciones experimentales para un TRI-FAFS



Fuente Maldonado et al. (2018a,b,2020)

Tabla 5A

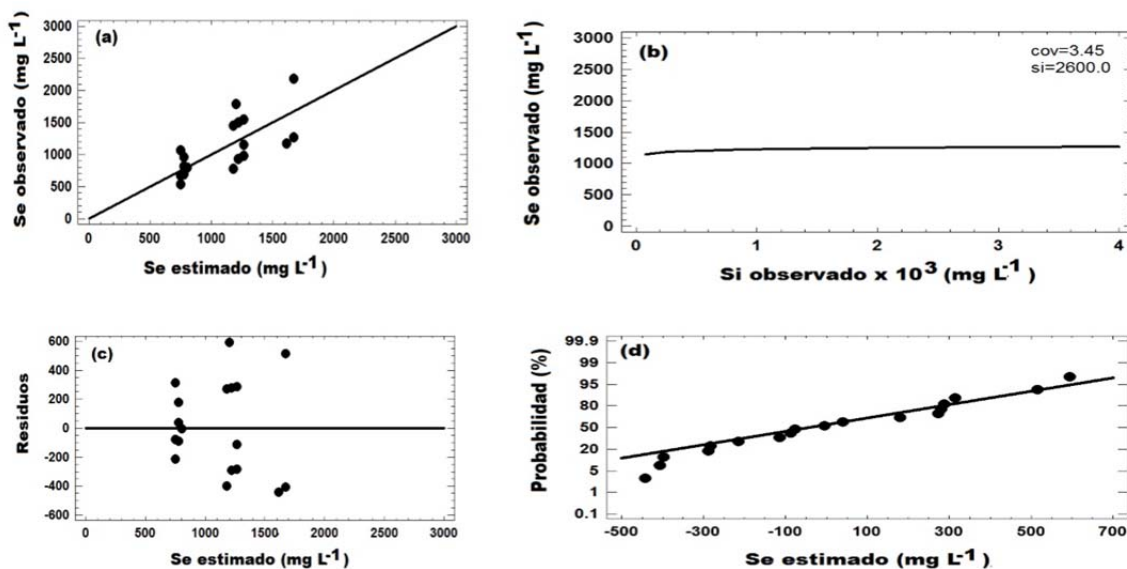
Parámetros estadísticos de ajuste en la validación de los MH para el diseño de los reactores DI-FAFS

MH	Ec.	p	n ₁	n ₂	ECMc	ECMv	EMAv	EMv	GL	F _{0c}	F _{0v}	F _{GL,n-c}	Ref.
1	(109)	3	20	7	104648	228071	436.70	-299.51	3	113.59	52.12	3.24	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022 b-c, 2023b)
2	(113)	4	18	9	57018.8	21715.5	118.8	113.3	4	144.72	380	3.18	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022 b-c, 2023b)
2	(114)	4	19	8	31021.2	63885.5	199.75	-112.55	4	260.16	126.32	3.11	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022 b-c, 2023b)
2	(114)	4	18	9	0.005	0.008	0.07	-0.01	4	206.68	138.05	3.18	Maldonado et al. (2023a-c, 2024b)
3	(118)	5	23	4	116330	204857	346.75	67.66	5	66.12	37.54	2.85	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022 b-c, 2023b)

Nota: p: número de parámetros, n₁: número de datos en la calibración, n₂: número de datos en la validación, ECMc: error cuadrático medio en la etapa de la calibración, ECMv: error cuadrático medio en la etapa de la validación, EMAc: error medio absoluto en la etapa de la calibración, EMAv: error medio absoluto en la etapa de la validación, EMc: error medio en la etapa de la calibración, EMv: error medio en la etapa de la validación, GL: grados de libertad, F_{0c}: estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la calibración, F_{0v}: estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la validación, F_{GL,n-GL-1} estadístico teórico de la función F.

Figura 3A

Ajuste de datos para la estimación del (Se) en las etapas de calibración y validación del modelo de diseño del reactor DI-FAFS: (a) Se estimado (mg L⁻¹) Vs Se observado (mg L⁻¹); (b) estimación de Si observado Vs Se observado (mg L⁻¹); (c) Se estimado Vs el residual; y (d) ajuste del residual a una función de distribución normal para Se estimado Vs porcentaje.



Fuente Maldonado et al. (2018a,b,2020)

Tabla 6A

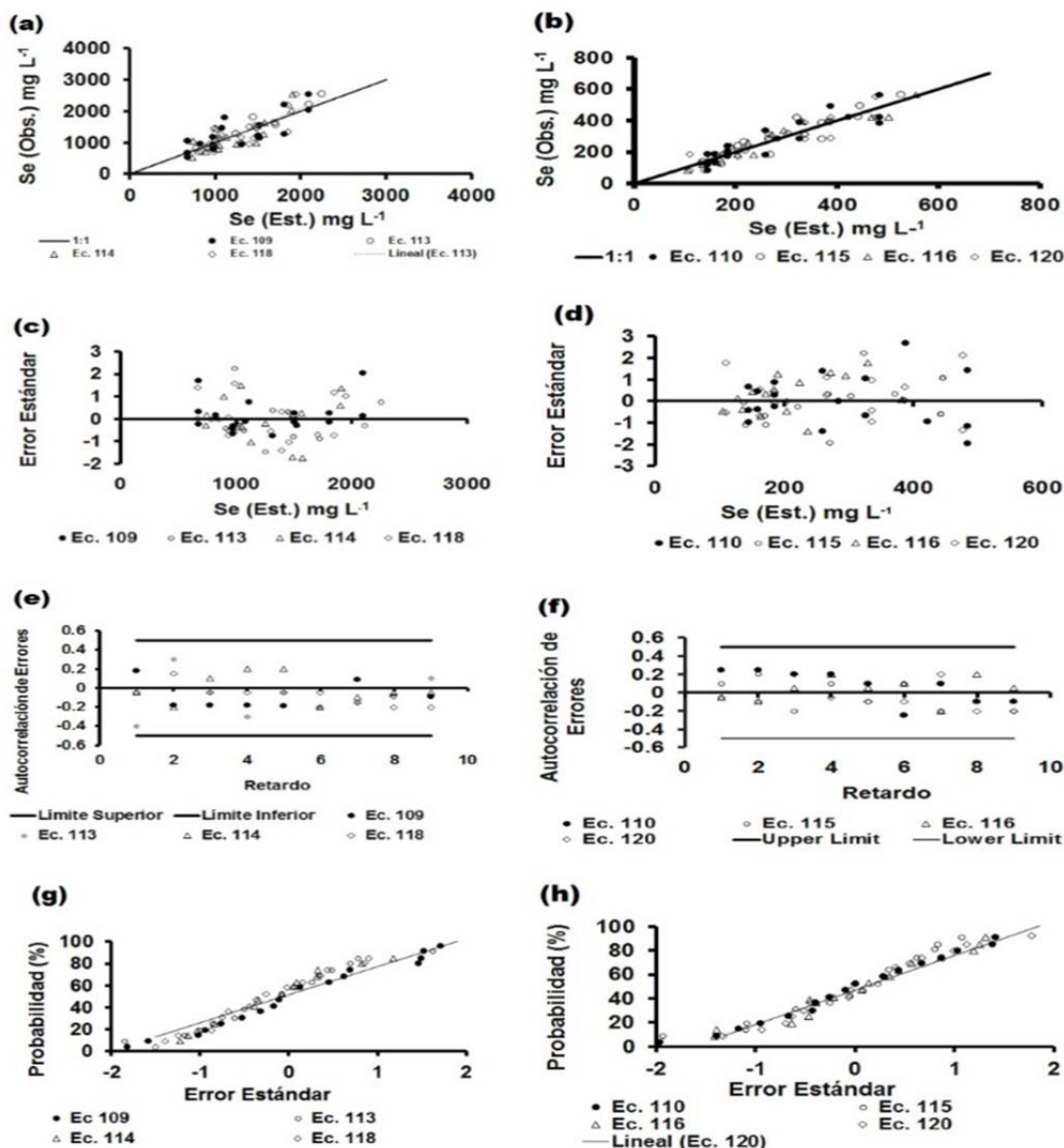
Parámetros estadísticos de ajuste en la validación de los MH para el diseño de los reactores TRI-FAFS

MH	Ec.	p	n ₁	n ₂	ECMc	ECMv	EMAv	EMv	GL	F _{0c}	F _{0v}	F _{GL,n-l}	Ref.
1	(110)	4	17	10	3377.18	13547.7	103.15	-25.12	4	125.19	31.21	3.26	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022 b-c, 2023b)
2	(115)	5	19	8	1702.31	4692.55	53.01	36.45	5	168.93	61.21	3.03	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022 b-c, 2023b)
2	(116)	5	18	9	1376.09	4905.27	55.25	-22.57	5	287.348	80.60	3.11	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022 b-c, 2023b)
2	(116)	5	18	9	0.0002	0.0005	0.019	0.009	5	167.36	77.51	3.18	Maldonado et al. (2023a-c, 2024b)
3	(119)	6	20	7	4661.04	10360.6	89.57	-84.52	5	67.87	30.62	2.85	Maldonado et al. (2018a,b,2020,2022 b-c, 2023b)

Nota: p: número de parámetros, n₁: número de datos en la calibración, n₂: número de datos en la validación, ECMc: error cuadrático medio en la etapa de la calibración, ECMv: error cuadrático medio en la etapa de la validación, EMAc: error medio absoluto en la etapa de la calibración, EMAv: error medio absoluto en la etapa de la validación, EMc: error medio en la etapa de la calibración, EMv: error medio en la etapa de la validación, GL: grados de libertad, F_{0c}: estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la calibración, F_{0v}: estadístico de prueba de la distribución F en la etapa de la validación, F_{GL,n-GL-1} estadístico teórico de la función F.

Figura 4A

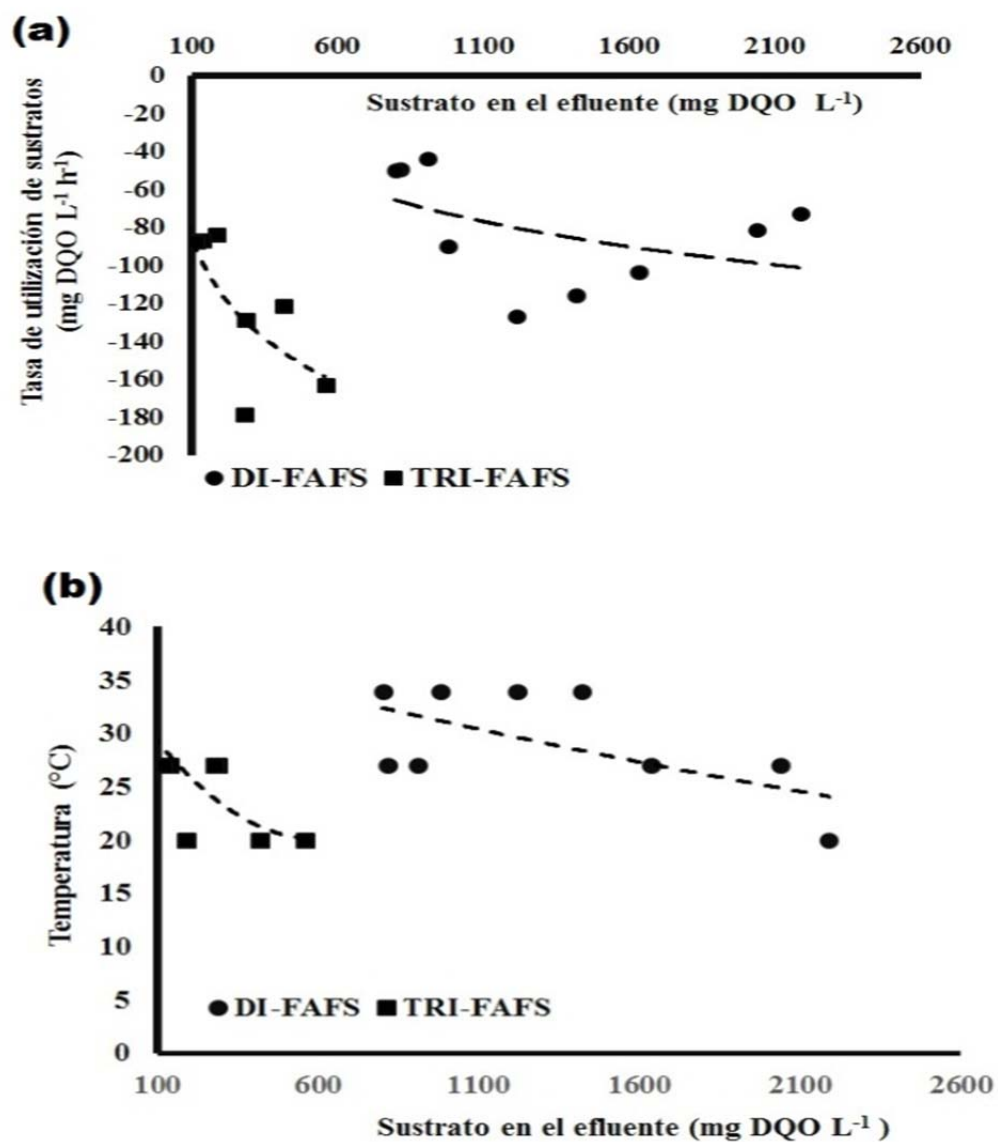
Ajuste estadístico de datos para la estimación del (Se) en los MH No. 1 a 3 para el diseño DI-FAFS y TRI-FAFS en las etapas de calibración y validación: (a–b) Se observado mg L^{-1} Vs Se estimado mg L^{-1} ; (c–d) estimación del error estándar Vs Se estimado; (e–f) autocorrelación de errores Vs retardo; (g–h) ajuste de los errores a una función de distribución normal



Fuente: Maldonado et al. (2022a-c, 2023b)

Figura 5A

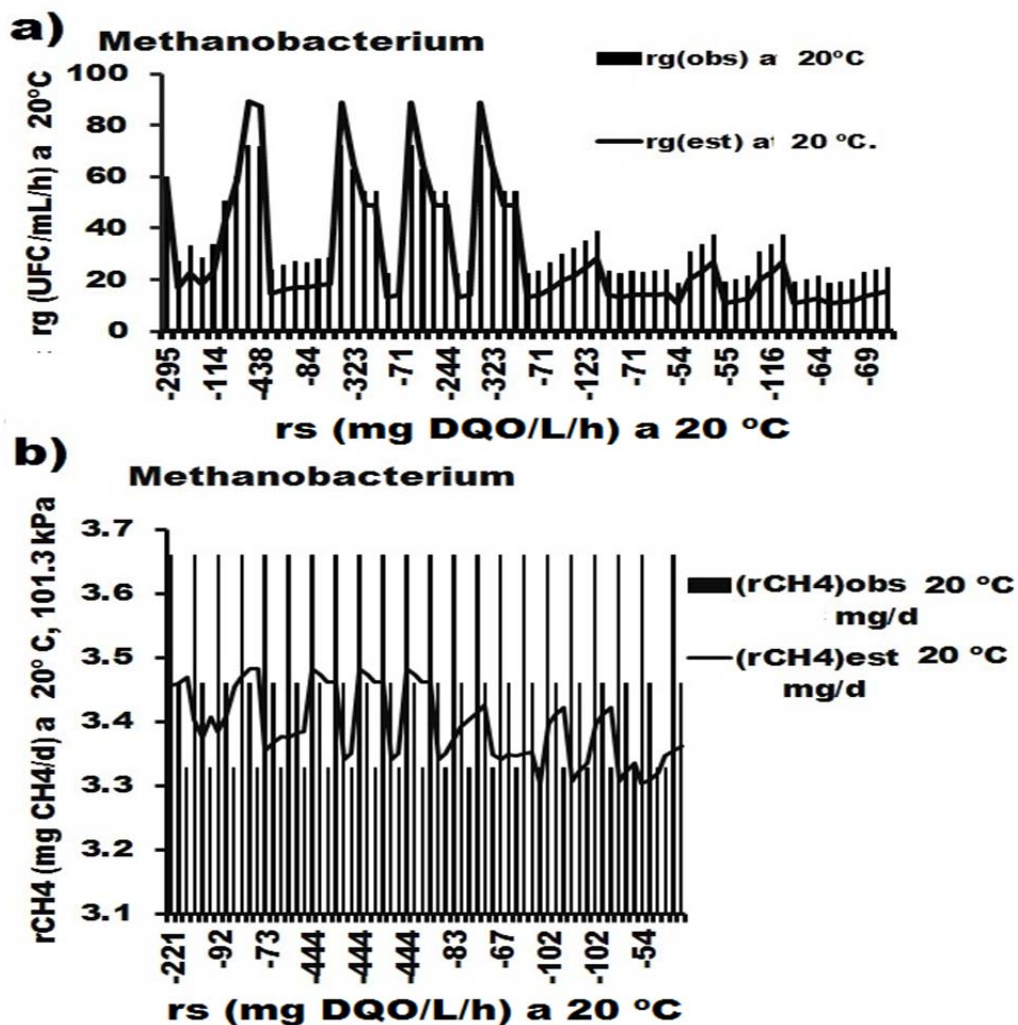
Validación gráfica del MH No. 5: mediante la tasa (rs) de LRS en el proceso intracelular por microorganismos en la biopelícula de los DI-FAFS y TRI-FAFS: a) Tasa (ru) relacionado con el sustrato efluente b) Temperatura del medio acuoso para el sustrato efluente



Fuente: Márquez, Maldonado et al. 2021; Maldonado et al. 2022b-c, 2023b

Figura 6A

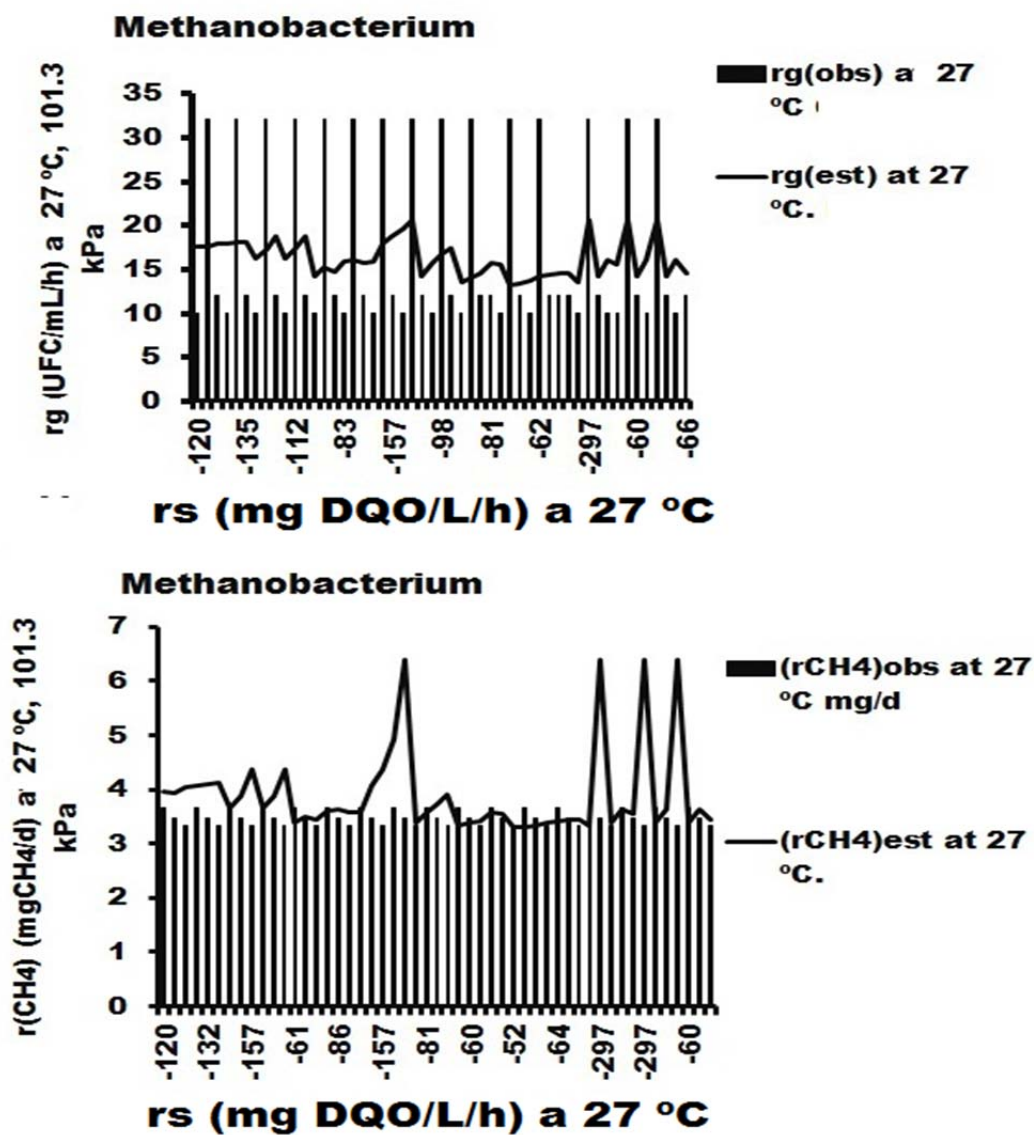
a) Relación entre las tasas (r_g) y (r_u) desempeñada por *Methanobacterium* sp., a 20 °C en la operación en del DI-FAFS, b) Relación entre las tasas (r_{CH_4}) y (r_s) expresada como DQO desempeñada por *Methanobacterium* sp a 20 °C en la operación del DI-FAFS.



Fuente: Maldonado et al. 2024a

Figura 7A

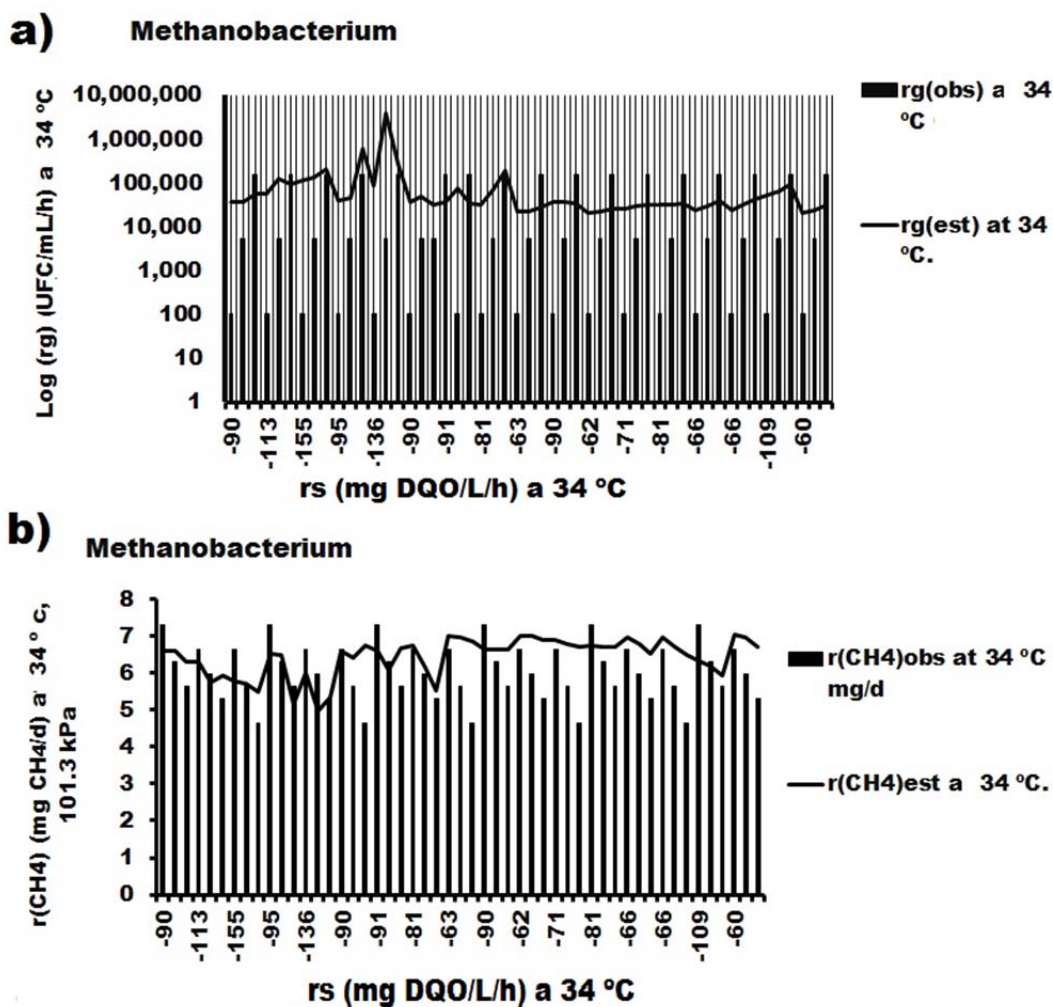
a) Relación entre las tasas (r_g) y (r_s) desempeñada por *Methanobacterium* sp., a 27 °C en la operación del DI-FAFS, b) Relación entre las tasas de (r_{CH_4}) y (r_s) expresada como DQO desempeñada por *Methanobacterium* sp a 27 °C en la operación del DI-FAFS.



Fuente: Maldonado et al. 2024^a

Figura 8A

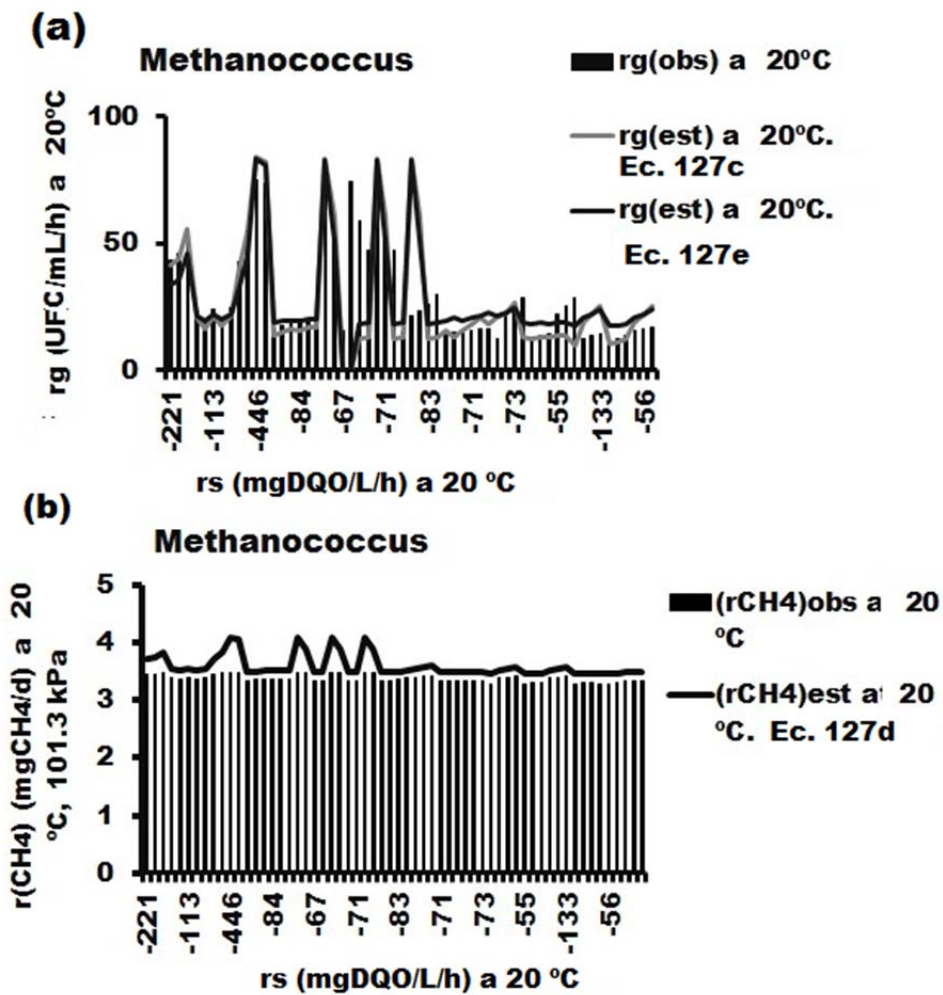
a) Relación entre las tasas (r_g) y (r_s) desempeñada por *Methanobacterium* .,a 34 °C en el proceso de operación del DI-FAFS, b) Relación entre las tasas (r_{CH_4}) y (r_s) expresada como DQO desempeñada por *Methanobacterium* sp a 34 °C en el DI-FAFS.



Fuente: Maldonado et al. 2024a

Figura 9A

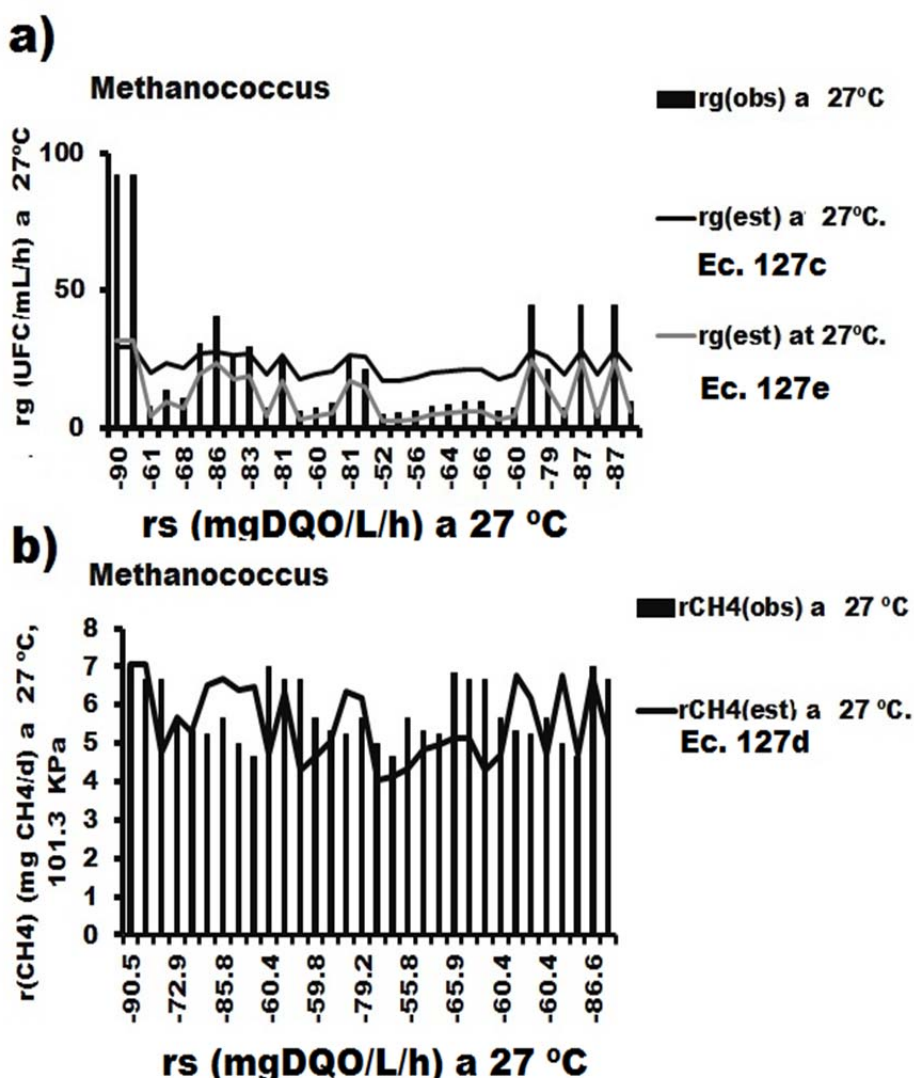
a) Relación entre las tasas de (r_g) y (r_s) desempeñada por *Methanococcus* sp., a 20 °C en la operación del DI-FAFS, b) Relación entre las tasas de (r_{CH_4}) y (r_s) expresada como DQO desempeñada por *Methanococcus* sp a 20 °C en el DI-FAFS.



Fuente: Maldonado et al. 2024a

Figura 10A

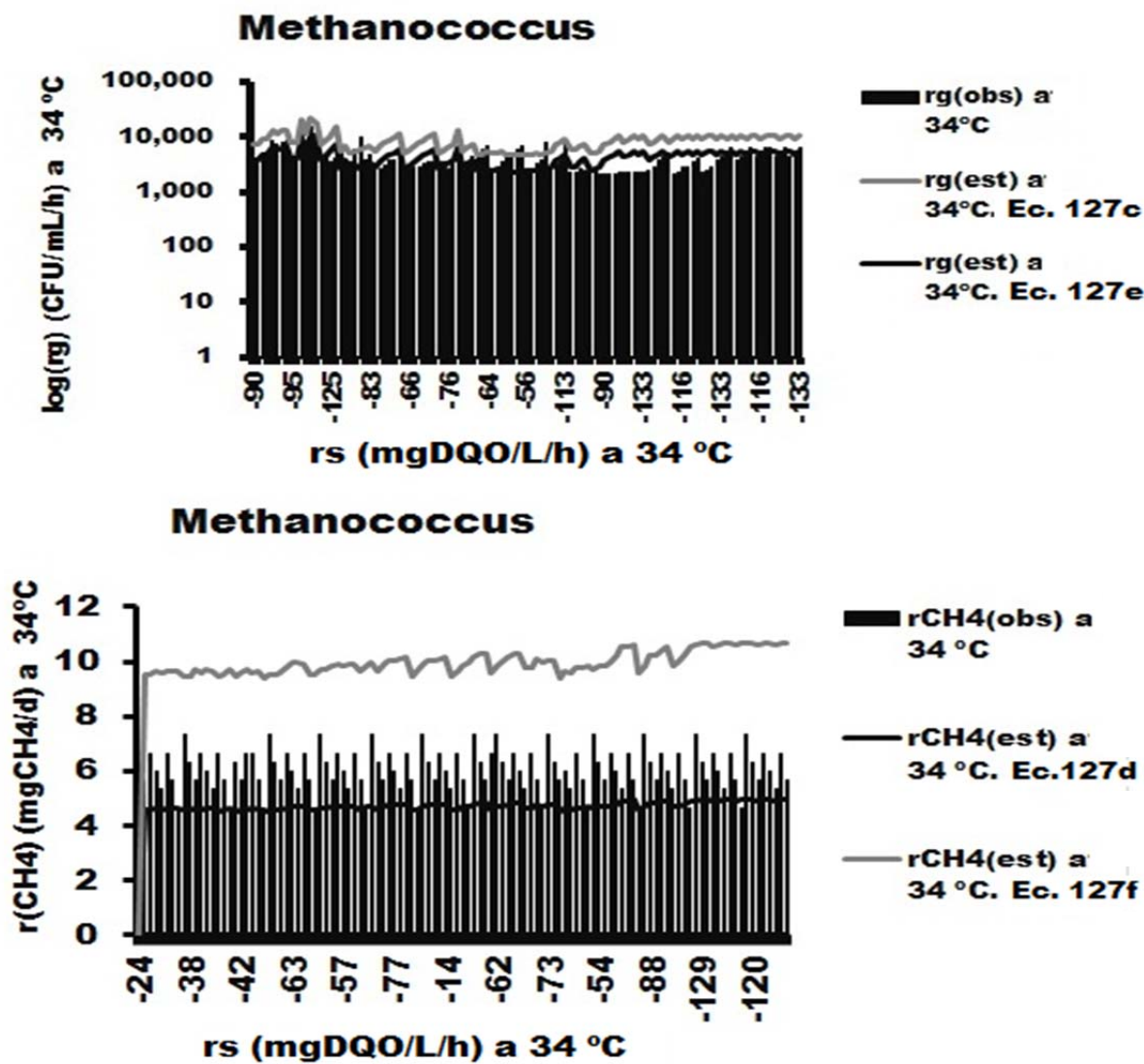
a) Relación entre las tasas (r_g) y (r_s) desempeñada por *Methanococcus* sp., a 27 °C en la operación del DI-FAFS, b) Relación entre las tasas de (r_{CH_4}) y (r_s) expresada como DQO desempeñada por *Methanococcus* sp a 27 °C en el DI-FAFS.



Fuente: Maldonado et al. 2024a

Figura 11A

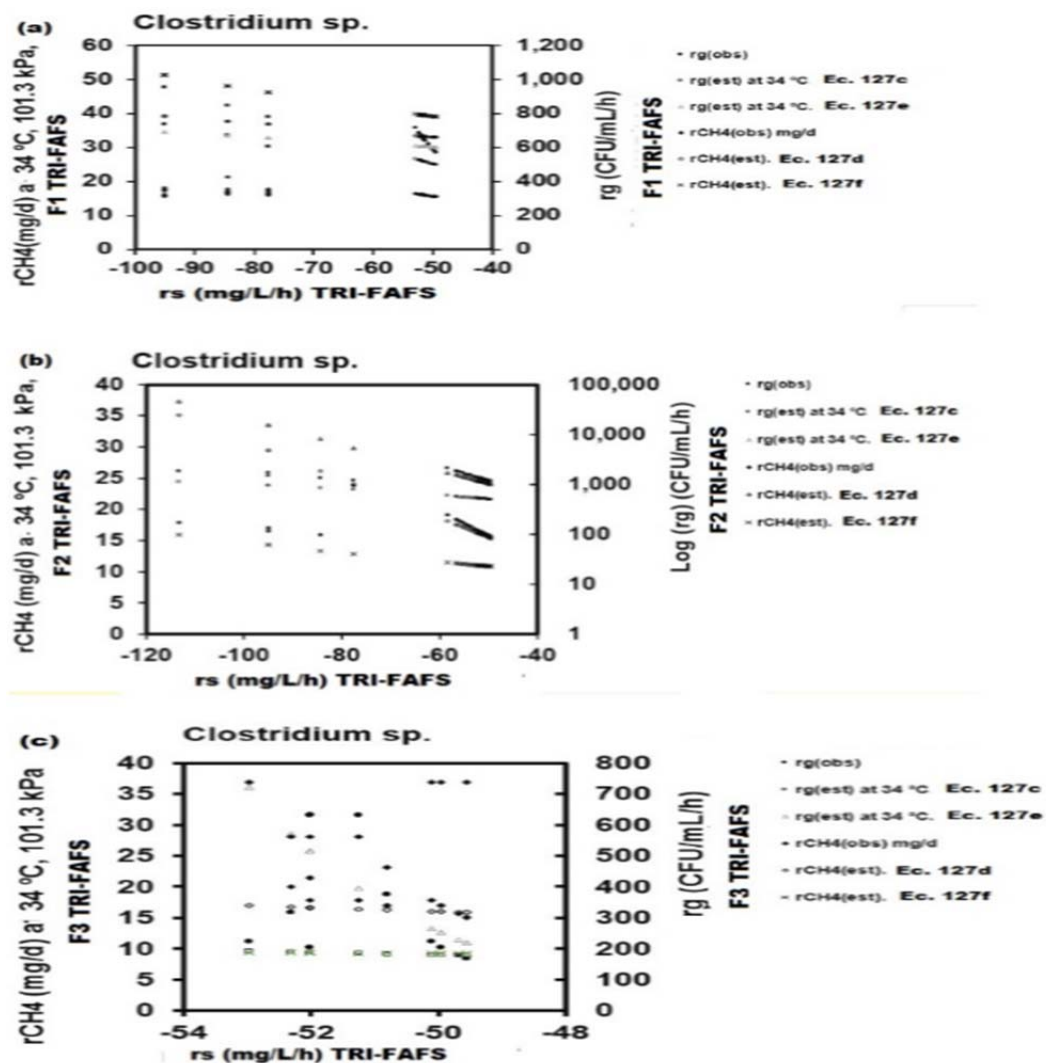
a) Relación entre las tasas (r_g) y (r_s) desempeñada por *Methanococcus* sp., a 34 °C en la operación del DI-FAFS, b) Relación entre las tasas (r_{CH_4}) y (r_s) expresada como DQO desempeñada por *Methanococcus* sp a 34 °C en el DI-FAFS.



Fuente: Maldonado et al. 2024^a

Figura 12A

Valores observados y estimados de la tasa (rg) Vs DQO en el efluente del TRI-FAFS realizado por *Clostridium* sp a 34 °C; a) Primera etapa, b) Segunda etapa, c) Tercera etapa, d) Valores observados y estimados de la tasa (rs) por los microorganismos a 34 °C versus DQO en el efluente del TRI-FAFS.



Fuente: Maldonado et al. 2024^a

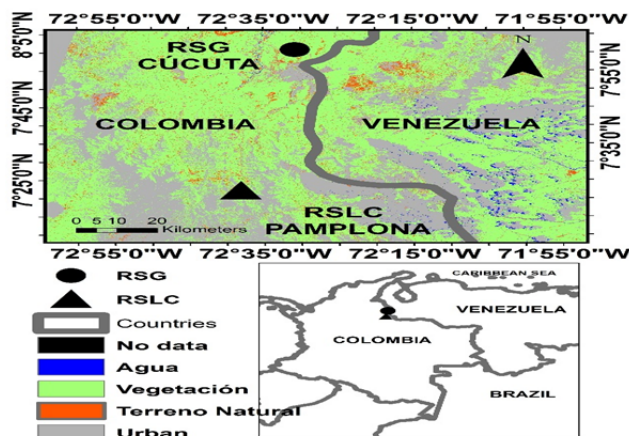
Tabla 7A

Composición química típica del LRS

Parámetro	Und.	LRS Sitios Joven		LRS General		LRS Sitios Aniguo.		Referencia
		Débil	Fuerte	Débil	Fuerte	Débil	Fuerte	
pH		7.77	8.26	7.6	8.5	8.18	9.58	Torres et al. 2014
pH			<6,5	6,5	7,5		>7,5	Teng et al. 2021
CE	mS m ⁻¹	500	3000			250	1500	Kiely y Veza, 1999
CE	mS m ⁻¹	27.1	36.7	16.2	23.5	11.6	20.6	Torres et al. 2014
AT	mg CaCO ₃ L ⁻¹	12400	36300	7344	10746	1689	8694	Torres et al. 2014
DT	mg CaCO ₃ L ⁻¹	1251	4324	866	1863	400	2700	Torres et al. 2014
SST	mg L ⁻¹			500	2500			Kiely y Veza, 1999
SSV	mg L ⁻¹	3000	8000			1000	2000	Kiely y Veza, 1999
COT	mg L ⁻¹	3000	15000			150	750	Kiely y Veza, 1999
COT	mg L ⁻¹	3531	7840	1240	3025	415	999	Torres et al. 2014
DQO	mg L ⁻¹	5000	30000			3000	8000	Kiely y Veza, 1999
DQO	mg L ⁻¹	9181	25455	3673	6638	1105	2197	Torres et al. 2014
DQO	mg L ⁻¹		>10000	4000	10000	< 4000		Teng et al. 2021
DBO ₅	mg L ⁻¹	4000	20000			200	1000	Kiely y Veza, 1999
DBO ₅	mg L ⁻¹	1171	13391	496	1594	78	165	Torres et al. 2014
Cl	mg L ⁻¹			1000	3000			Kiely y Veza, 1999
Cl	mg L ⁻¹	2121	4200	1398	3099	800	2420	Torres et al. 2014
SO ₄	mg L ⁻¹	50	400			10	30	Kiely y Veza, 1999
N total	mg L ⁻¹			500	1500			Kiely y Veza, 1999
N total	mg L ⁻¹	2184	2492	1204	2072	9.2	1095	Torres et al. 2014
N amoniacal	mg L ⁻¹			200	1200			Kiely y Veza, 1999
N amoniacal	mg L ⁻¹	1050	2184	1008	1848	9.2	956	Torres et al. 2014
P total	mg L ⁻¹			5	100	5	100	Kiely y Veza, 1999
Na	mg L ⁻¹			500	2000			Kiely y Veza, 1999
Ca	mg L ⁻¹	500	1500			80	200	Kiely y Veza, 1999
Fe	mg L ⁻¹	200	1000			30	100	Kiely y Veza, 1999
Cd	mg L ⁻¹			10	100			Kiely y Veza, 1999
Cr	mg L ⁻¹			20	1000			Kiely y Veza, 1999
Cu	mg L ⁻¹			10	1000			Kiely y Veza, 1999
Ni	mg L ⁻¹			50	2000			Kiely y Veza, 1999
Pb	mg L ⁻¹			20	1000			Kiely y Veza, 1999
Zn	mg L ⁻¹			0.1	10			Kiely y Veza, 1999
Femol	mg L ⁻¹			0.5	5			Kiely y Veza, 1999
Aceites/Grasas	mg L ⁻¹			2	20			Kiely y Veza, 1999

Figura 13A

Ubicación geográfica y posición relativa del RSG con respecto al RSLC, Colombia



Fuente: Maldonado et al. 2023a,b,2024a-c

Tabla 8A

Parámetros de control para vertimientos a cuerpos de agua según normativa ambiental nacional e internacional

Parámetro	Unidad	Decreto 883 de 1995 República Bolivariana de Venezuela	Resolución No. 0631 República de Colombia*
pH		6 – 9	6 – 9
DQO	mg L ⁻¹	350	200
DBO ₅	mg L ⁻¹	60	90
ST	mg L ⁻¹	-	-
SST	mg L ⁻¹	80	100
SSV	mg L ⁻¹	.	.
Cloruros	mg L ⁻¹	1000	Análisis y reportr
Nitrógeno Amoniacal	mg L ⁻¹	-	Análisis y reportr
Nitritos	mg L ⁻¹	10	Análisis y reportr
Fosfatos	mg L ⁻¹	-	Análisis y reportr
Sulfatos	mg L ⁻¹	1000	Análisis y reportr
Cobre	mg L ⁻¹	1.0	1.0
Plomo Total	mg L ⁻¹	0.5	0.5
Cromo Total	mg L ⁻¹	2.0	0.5
Zinc	mg L ⁻¹	5.0	3.0
Hierro total	mg L ⁻¹	10	-
Potasio	mg L ⁻¹	-	-
Sodio	mg L ⁻¹	-	-
Calcio	mg L ⁻¹	-	-

ANEXO IV

Tabla 9A

Caracterización de los LRS del Guayabal (GSL) y de la La Cortada (LCSL), Norte de Santander, Colombia, período 2014 – 2019.

Nº	Estudio	Origen del lixiviado	Período de muestreo	Tamaño de las muestras recolectadas (L)	Métodos estándar	Tipo de biorreactor	Carga Orgánica	Tiempo de retención hidráulica (h)	Temperatura (°C)
1	Maldonado- Maldonado & Rodríguez- Chona (2016b)	RSG	3, 5, 7, 11, 13, 15 de marzo de 2014	2.5	SM 2510 B SM 4500-H+B SM 2130 B SM2340C	DI-FAFS	3,71, 2,76, 1,8 (kg DQO m ⁻³ d ⁻¹)	18	20,27,34
2	Maldonado- Maldonado & Hernández- Ojeda (2016a)	RSLC	octubre, 2016	20	SM5520D SM 5510 B SM 2320 B SM 2540 B	RBC	12, 20, 25 (g DQO m ⁻³ d ⁻¹)	7	18, 19, 20
	Maldonado- Maldonado, Leal-Carrillo & Serrano-García (2016c)	RSLC	octubre, 2016	20	SM2540C SM 2540 E SM 4500-NO B SM 4500 B SM 4500-PC	TRI-FAFS	3.5, 2.6, 1.7	13	34
3	Maldonado- Maldonado & Tolosa -Vargas (2017c)	RSLC	1 de septiembre de 2017 noviembre, 8, 2017 noviembre, 28, 2017	20	Metales pesados (Espectrofotómetro de Absorción Atómica (SHIMADZU AA - 7000))	FP	2.67, 5.33, 8 (kg DQO m ⁻³ d ⁻¹)	8.95	16
4	Maldonado- Maldonado & Flores-Peña (2017e)	RSLC	1 de septiembre de 2017 noviembre, 8, 2017 noviembre, 28, 2017	20		UASB	13.31, 15.98, 18.65 (kg DQO m ⁻³ d ⁻¹)	9	17 – 20
5	Maldonado- Maldonado & Rozo-Barrera (2019a)	RSLC	29 de noviembre de 2018 23 de enero de 2019, 4 de marzo de 2019	2.5		TRI-FAFS	6.31, 4.57, 3.15, 2.44 (kg DQO m ⁻³ d ⁻¹)	8,6, 11,8, 17,1, 22,1	34
6	Maldonado- Maldonado, Rivera- Romero & González- Mariño (2019b).	RSLC	27 de enero de 2019, 3 de febrero de 2019, febrero, 10, 2019	2.5		TRI-FAFS)	14.18, 17.48, 11.61 (kg DQO m ⁻³ d ⁻¹)	16	32, 34, 36

Nota. SM: Métodos estándar para el examen de agua y aguas residuales 22 st. (APHA, 2012. Fuente; Maldonado et al. (2023a,b.2024a-c)

Tabla 10A

Caracterización microbiana en DI-FAFS y TRI-FAFS

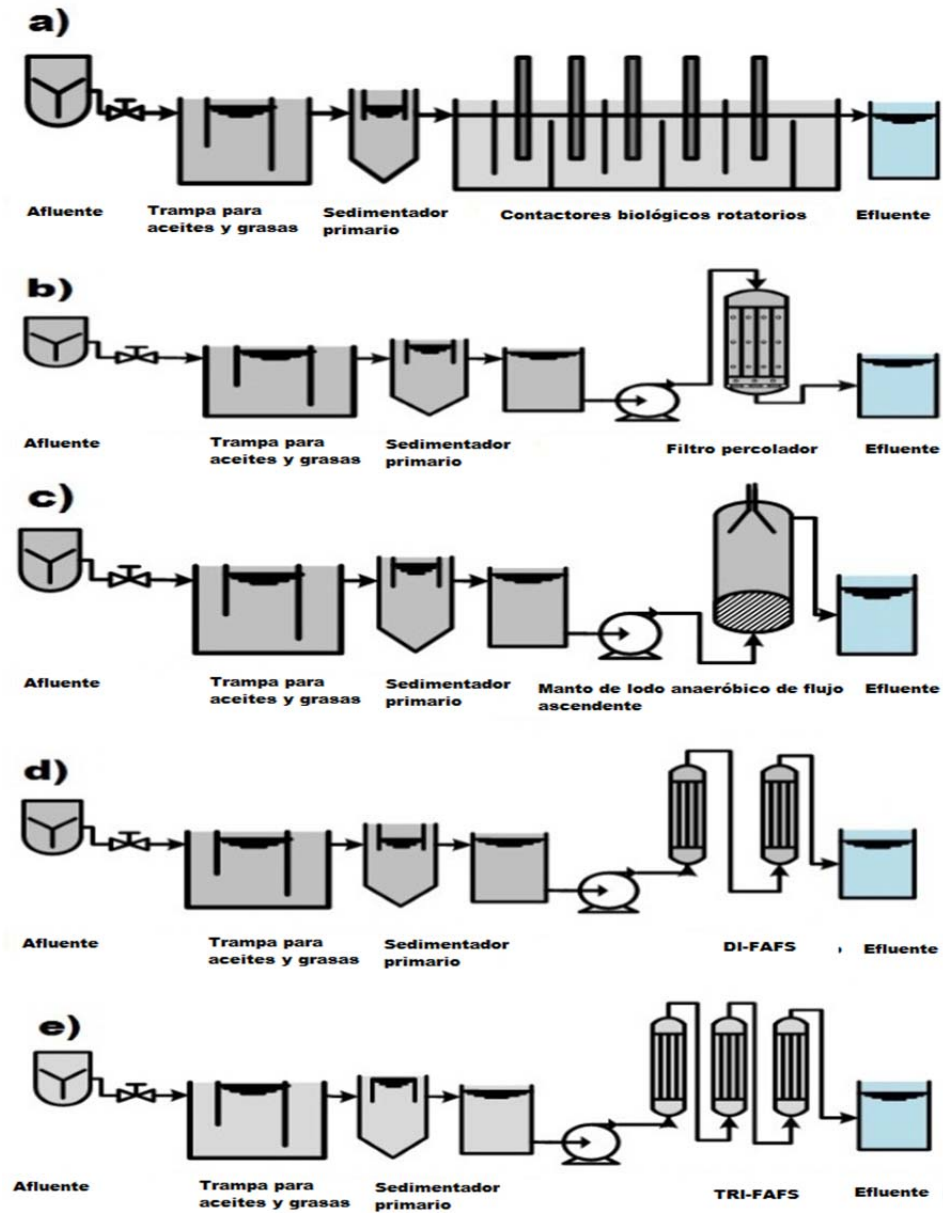
N°	Estudio	Origen del lixiviado	Tipo de biorreactor	Fase	Medio de cultivo	Presunta presencia	Resultado
1	Maldonado- Maldonado & Rodríguez- Chona (2016b)	RSG	DI-FAFS	Primero a Segunda	Barker- Taha	Bacilos gran positivos (Metanobacteria esp)	
				Primera a Segunda	Stadtman -Barker	Cocos gram negativos (Metanococo esp)	
				Primero a Segunda	Sulfito Polimixina Sulfadiazina (SPS)	Anaerobios totales (Microorganismos reductores de sulfato - Clostridium perfringens -) (No metanogénica)	
2	Maldonado- Maldonado & Rozo-Barrera (2019a)	RSLC	TRI-FAFS	Primera	Agar EMB	- Klebsiella - Enterobacterias - Serratia (No metanogénica)	
					Agar Yema de Huevo	- Klebsiella - Pseudomonas (No metanogénica)	
					Agar Leche	Lactobacilo (No metanogénica)	
				Segunda	Agar Para Acetogénicos	- Peptococo - Clostridium - Acetobacteria (No Metanogénica)	
				Tercera	Agar Para Metanógenos	- Metanobacteria (Anaerobio Metanogénico)	

. Fuente; Maldonado et al. (2024a-c)

ANEXO V

Figura 14A

Sistemas de tratamiento de cinco biorreactores para el tratamiento de LRS, a) Reactor (CBR), b) Filtro Percolador (FP), c) Reactor UASB, d) DI-FAFS, e) TRI-FAFS.

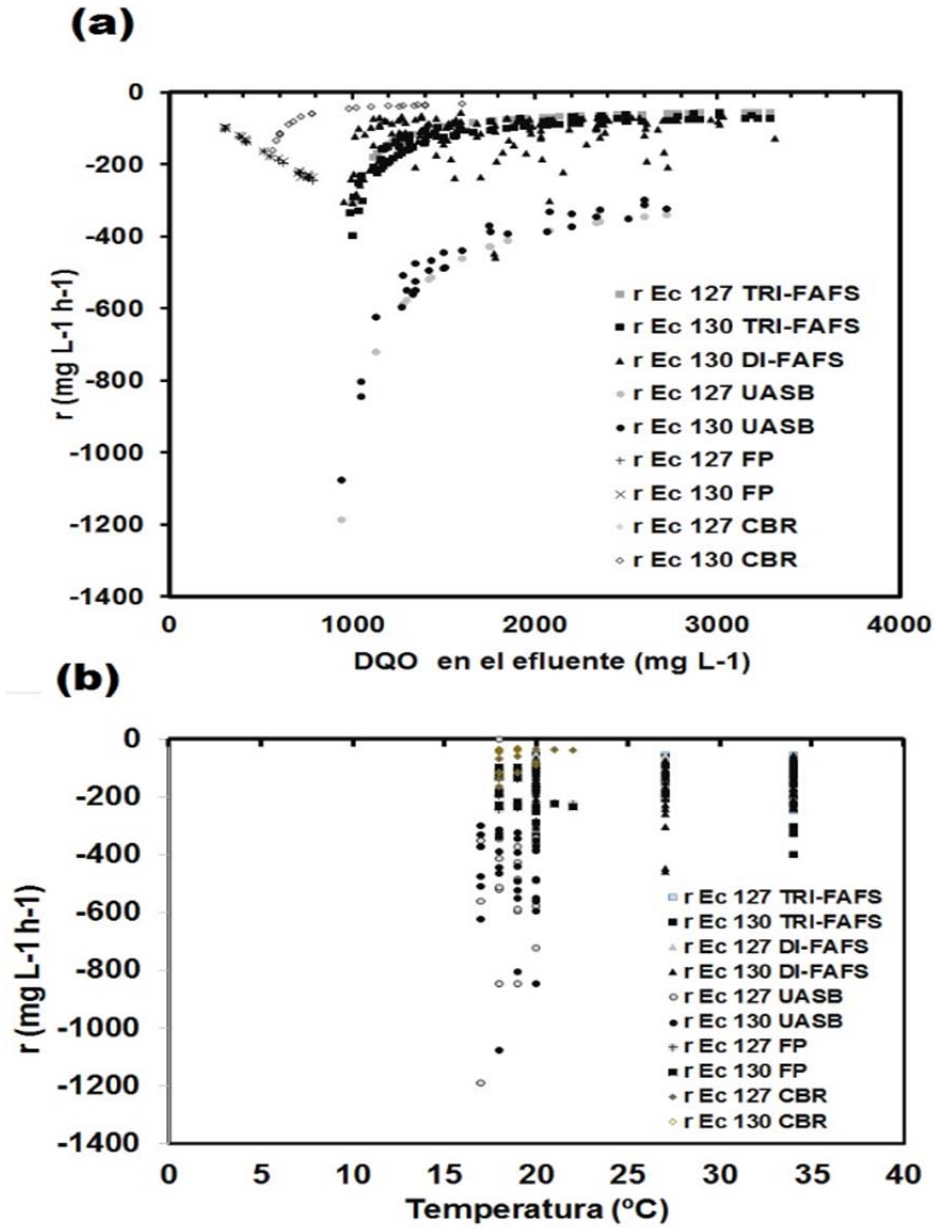


Fuente: Maldonado et al. (2023a,b,2024a,b,fprthcoming)

ANEXO VI

Figura 15A

Valores estimados mediante el MH No. 5 de SUR Vs DQO en los reactores DI-FAFS, TRI-FAFS, UASB, FP y CBR: (a) SUR Vs DQO en el efluente; y (b) SUR Vs Temperatura

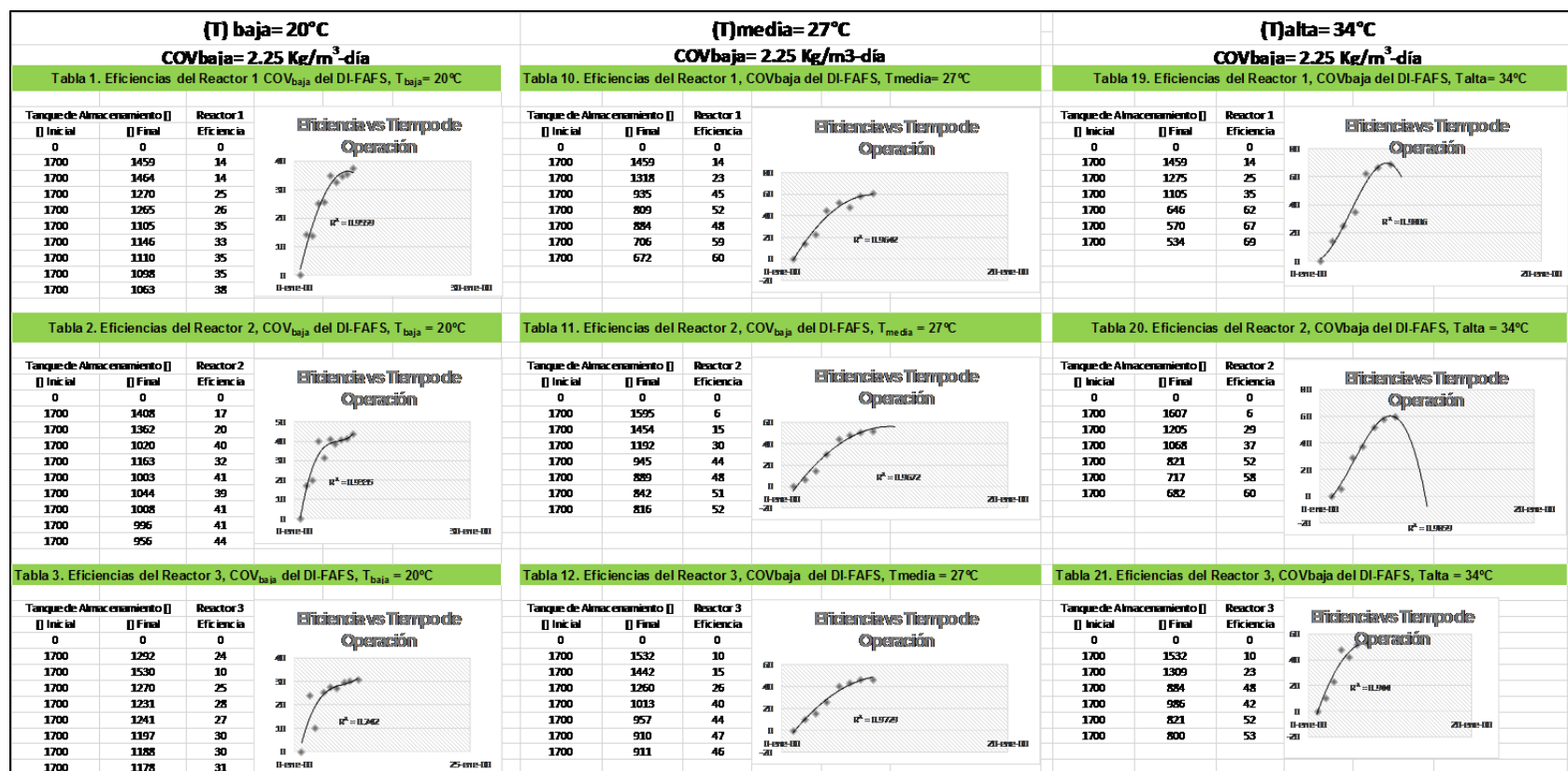


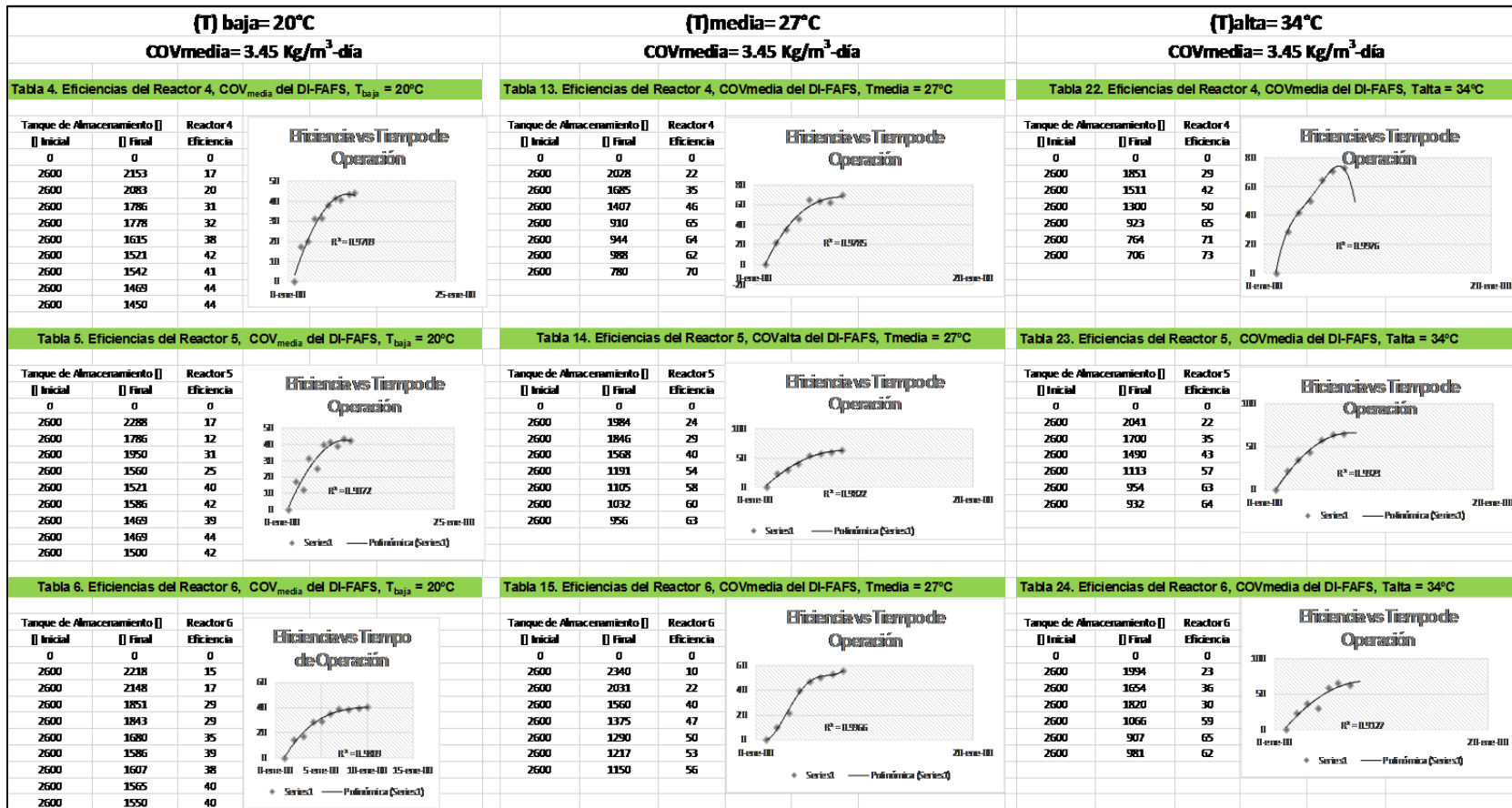
Fuente; Maldonado et al. (2023a,b,2024a,b,fprthcomin

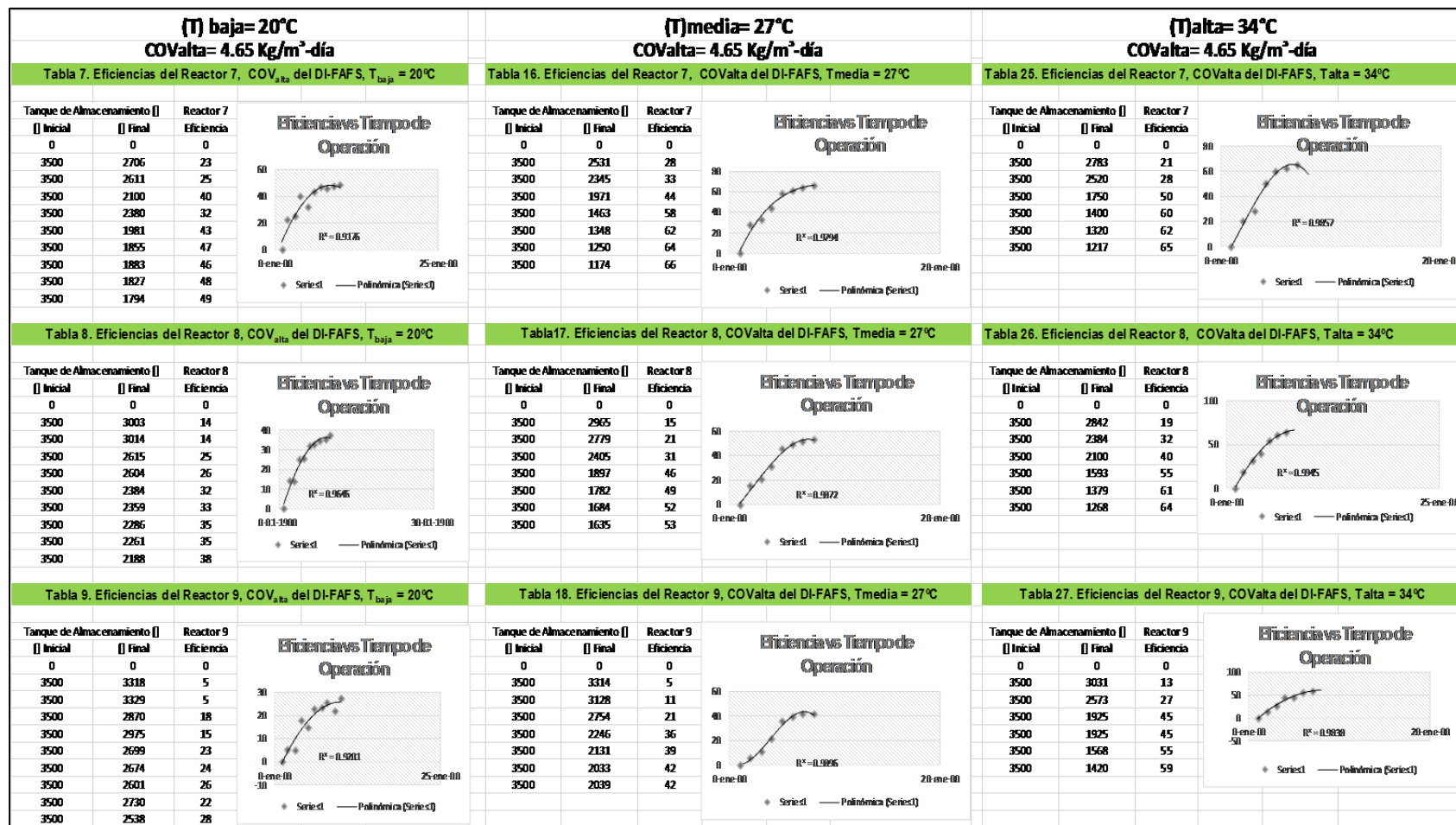
ANEXO VI

Figura 16A. Curvas de Eficiencias de los Reactores DI-FAFS y TRI-FAFS

Curvas de Eficiencias de los DI-FAFS

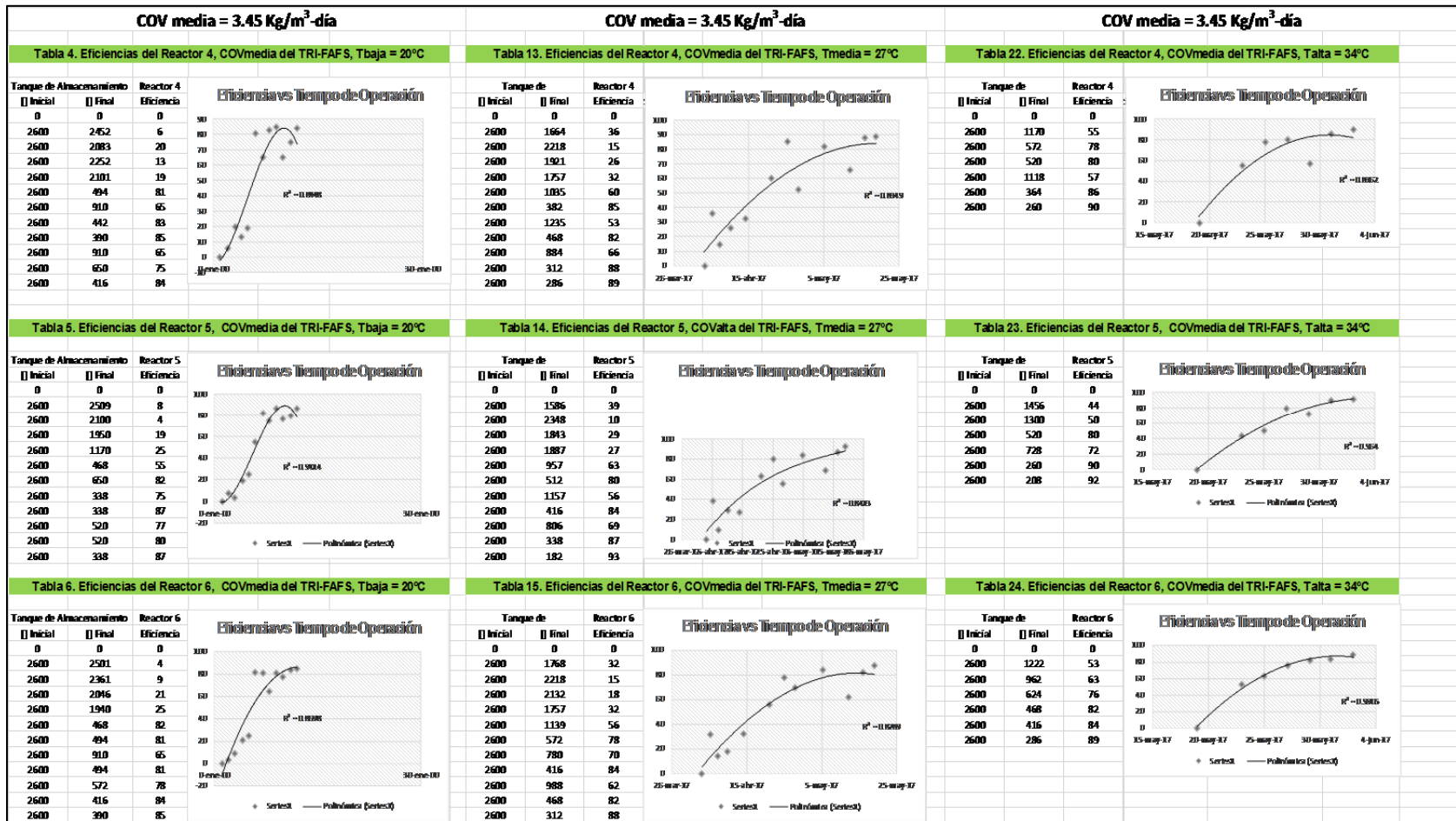






Curvas de Eficiencias de los TRI-FAFS







ANEXO VII

La metodología de superficies de respuesta, o MSR, fue la estrategia experimental y de análisis matemático y estadístico que ha permitido encontrar las condiciones óptimas de operación del proceso. La condición del proceso corresponde a aquellos factores o variables cualitativas o cuantitativas que producen un efecto en la variable respuesta. La variable respuesta corresponde a una cantidad medible cuyo valor se ve afectado al cambiar los niveles de los factores y cuyo objetivo es optimizar dicha variable.

Para esta investigación la variable dependiente es una variable cuantitativa (eficiencia) y los factores son tres: El primero es la temperatura, con tres niveles (20, 27, 34°C), el segundo es el porcentaje volumen con tres niveles (20, 50, 80%) y el tercero es la carga COV, cuyos niveles factoriales son 2.25, 3.45 y 4.64 kg DQO/m³-dia

En la siguiente Tabla 11A se presenta el resumen de las variables empleadas en el análisis estadístico descriptivos a través del software Design Expert.

Tabla 11A.

Resumen de las variables estadísticas descriptivas

Design Summary

File Version 9.0.6.2

Study Type Response Surface

Runs 27

Design Type Central Composite

Blocks No Blocks

Design Mode Quadratic

Factor	Name	Units	Type	Subtype	Minimum	Maximum	Coded	Values	Mean	Std. Dev.
A	Temperatura	°cent	Numeric	Continuous	20	34	-1.000=20	1.000=34	27	5.82435
B	COV	Kg/m³*dia	Numeric	Continuous	2.25	4.64	-1.000= 2.25	1.000=4.64	2.75667	0.794612
C	Volumen	%	Numeric	Continuous	20	80	-1.000=20	1.000=80	50	24.9615

El software genera una matriz de diseño, que evalúa las superficies de respuesta, según la información suministrada en cada factor. En la Tabla 12A se observan los valores infladores de la varianza ó VIF, esto indica que existe multicolinealidad entre las variables analizadas.

Tabla 12A.

Term	StdErr1	VIF	Ri-Squared	Power at 5 % alpha level to detect signal/noise ratios		
				0.5 Std. Dev.	1 Std. Dev.	2 Std. Dev.
A	0.24	1.00	0.0000	17.0 %	51.6 %	97.9 %
B	0.24	1.00	0.0000	17.0 %	51.6 %	97.9 %
C	0.24	1.00	0.0000	17.0 %	51.6 %	97.9 %
AB	0.29	1.00	0.0000	12.9 %	37.3 %	90.4 %
AC	0.29	1.00	0.0000	12.9 %	37.3 %	90.4 %
BC	0.29	1.00	0.0000	12.9 %	37.3 %	90.4 %
A ²	0.41	1.00	0.0000	21.2 %	63.7 %	99.6 %
B ²	0.41	1.00	0.0000	21.2 %	63.7 %	99.6 %

Valores infladores de la varianza

Los valores ideales infladores de la varianza ó VIF deben ser iguales a 1; cuando son superiores a 10 son motivo de alarma, es decir significa esto que hay problemas de multicolinealidad. En el presente trabajo se puede decir que COV presenta comportamiento lineal con los demás factores del diseño.

En la Tabla 13A siguiente se presentan los resultados de la regresión, lineal, cuadrático y cúbico. El mismo Design Exper sugiere ajustar un modelo de segundo orden o modelo cuadrático a fin de para calcular la eficiencia óptima con las variables independientes. Según se observa en la Tabla 13A (R^2) del 89.37% y un p-valor ($p < 0.05$), indica que en un 89.37% las variables temperatura y volumen modifican los valores de la eficiencia. Además, presenta un posible modelo aliado que es el polinomio cúbico.

Tabla 13A. Regresión lineal según de modelos valorados

Summary (detailed tables shown below)					
Source	Sequential p-value	Lack of Fit p-value	Adjusted R-Squared	Predicted R-Squared	
Linear	< 0.0001		0.7987	0.7590	
2FI	0.8752		0.7761	0.6503	
<u>Quadratic</u>	<u>0.0012</u>		<u>0.8937</u>	<u>0.7970</u>	<u>Suggested</u>
Cubic	0.1118		0.9309	0.7634	Aliased

Resumiendo, los resultados anteriores, se puede establecer que se confirma el modelado de las variables a través de un polinomio cuadrático, donde las variables independientes están haciendo variar a la eficiencia en un 89.37% y se estima que el R^2 estimado iría a ser de aproximadamente el 79.70% e indica una alta confiabilidad del modelo sugerido.

En la Tabla 14A se presenta los valores ANOVA para los datos evaluados en según la superficie de respuestas del modelo cuadrático.

Tabla 14A.

Pantallazo de los resultados estadísticos de la ANOVA

ANOVA for Response Surface Quadratic model						
Analysis of variance table [Partial sum of squares - Type III]						
Source	Sum of Squares	df	Mean Square	F Value	p-value Prob > F	
Model	3760.36	9	420.04	25.29	< 0.0001	significant
A-Temperatu	2578.90	1	2578.90	155.26	< 0.0001	
B-COV	7.13	1	7.13	0.43	0.5211	
C-Volumen	751.92	1	751.92	45.27	< 0.0001	
AB	3.21	1	3.21	0.19	0.6659	
AC	0.039	1	0.039	2.320E-003	0.9621	
BC	20.77	1	20.77	1.25	0.2790	
A ²	173.85	1	173.85	10.47	0.0049	
B ²	242.40	1	242.40	14.59	0.0014	
C ²	0.98	1	0.98	0.059	0.8109	
Residual	262.37	17	15.61			
Cor Total	4062.75	26				
Std. Dev.	4.08		R-Squared	0.9305		
Mean	53.01		Adj R-Squared	0.8937		
C.V. %	7.69		Pred R-Square	0.7970		

En la tabla 14A se confirma que el modelo es significativo con un (p-valor <5%) con los factores temperatura, volumen y COV. Individualmente se puede observar que los factores temperatura y volumen son también significativos. El R² es de 0.8937 y el R² de predicción es de 0.7970 un poco menor, pero en general se puede afirmar que en el 89.37% los factores están haciendo variar la eficiencia. La ecuación en términos de factores codificados se puede utilizar para hacer predicciones sobre la respuesta dado niveles de cada factor. El modelo cuadrático para la investigación es el siguiente:

$$y = \beta_o + \sum_{i=1}^k \beta_i x_i + \sum_{i=1}^k \beta_{ii} x_i^2 + \sum \sum \beta_{ij} x_i x_j + \varepsilon$$

Reemplazando los factores codificados obtenidos a través de Design Expert como se muestra en la tabla siguiente se tiene que la ecuación para la Eficiencia es como se indica adelante esta permite realizar predicciones sobre la respuesta dados los niveles de cada factor.

Tabla 15A. Valores de los coeficientes de los factores de la ecuación

Final Equation in Terms of Coded Factors	
Eficiencia	=
+61.10	
+11.97	* A
+0.63	* B
+6.46	* C
+0.52	* AB
+0.057	* AC
+1.32	* BC
-5.38	* A ²
-6.36	* B ²

$$E = 61.10 + 11,97T + 0,63COV + 6,46V + (0,52*T*COV) + (0,057*T*V) + (1,32*COV*V) - (5,38T^2) - 6,36*(COV*COV) - 0,40V^2$$

$$E = 61.10 + 11,97T + 0,63COV + 6,46V + (0,52*T*COV) + (0,057*T*V) + (1,32*COV*V) - (5,38T^2) - 6,36COV^2 - 0,40V^2$$

En la Tabla 16A se muestran los factores y los valores máximos y mínimos de cada uno de los niveles estudiados en el presente trabajo.

Tabla 16A. Niveles de los factores evaluados.

Restricciones					
Operación	Lower	Upper	Lower	Upper	
Name	Limit	Limit	Weight	Weight	Importance
Temperatura	20.0	34.0	1	1	3
Carga Orgánica Volumétrica	1.8	3.71	1	1	3
Volumen	20.0	80.0	1	1	3
Eficiencia	27.5	100.0	1	1	3

Finalmente, el programa realiza de 75 corridas que el mismo programa estadístico sugiere para los datos suministrados por la tabla anterior, según esto en tabla Tabla 17A se presentan las soluciones ofrecidas por Desing Expert para el diseño para eficiencia óptima según el método de superficies de respuesta de los factores y niveles establecidos

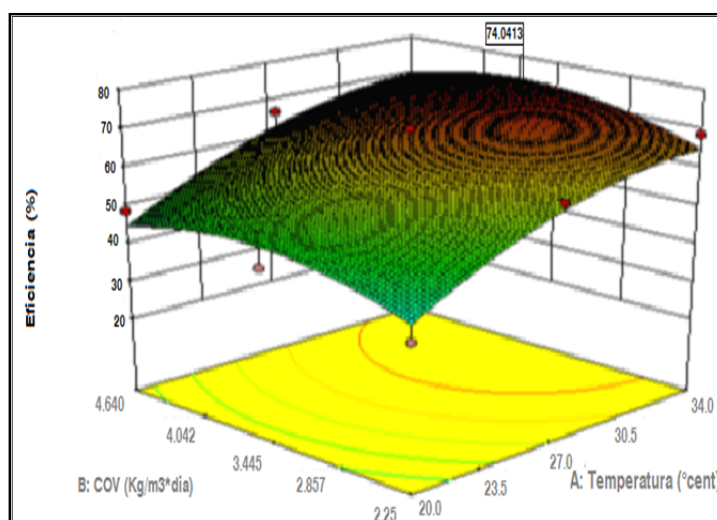
Tabla 17A.

Selección de valores óptimos de los parámetros de diseño DI-FAFS.

Valores Óptimos						
Number	Temperatura	COV	Volumen	Eficiencia	Desirability	
1	34.000	2.938	80.000	74.041	0.801	Selecto
.						
.						
74	34.000	1.945	21.454	57.653	0.645	
75	34.000	2.430	20.003	60.084	0.670	

La Figura 17A muestra los resultados de la MSR para eficiencia en relación de la carga COV, Temperatura y Volumen, el valor de la eficiencia óptima obtenido según los datos proporcionados al software, calculados mediante ensayos de laboratorios corresponde a una eficiencia teórica máxima de 74 por ciento con un volumen de reactor del alto, carga orgánica volumétrica media y una temperatura de 34 grados centígrados.

Figura 17A. Superficies de respuestas para la eficiencia en los DI-FAFS



ANEXO VIII

Archivo fotográfico de la construcción de los Reactores DI-FAFS - TRI-FAFS

F1. Disposición del sistema de alimentación de bombeo de los LRS hacia el pretratamiento.

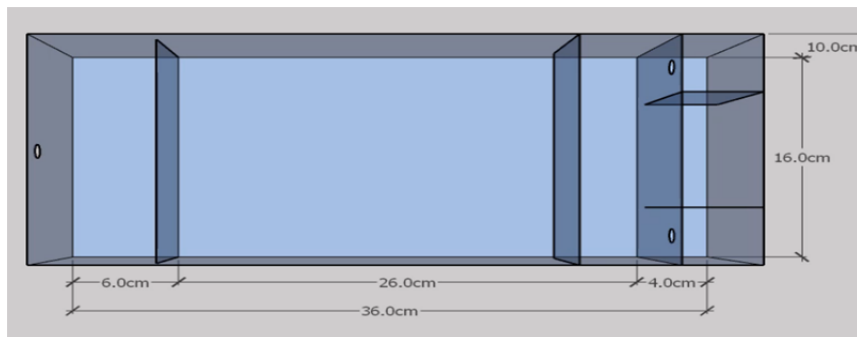


F2. Disposición del sistema de alimentación a gravedad de los LRS hacia el pretratamiento

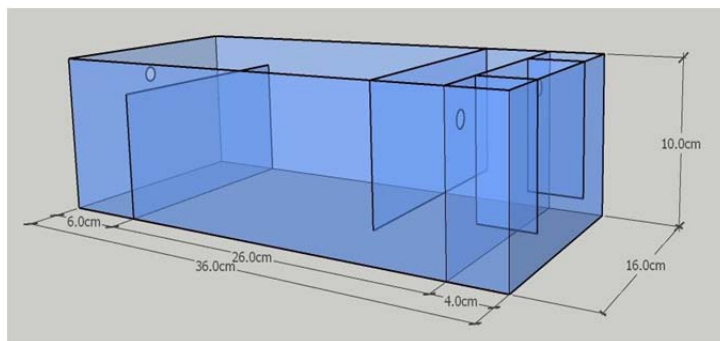


F3. Vista de los esquema del sistema de pretatamiento de lixiviados a gravedad

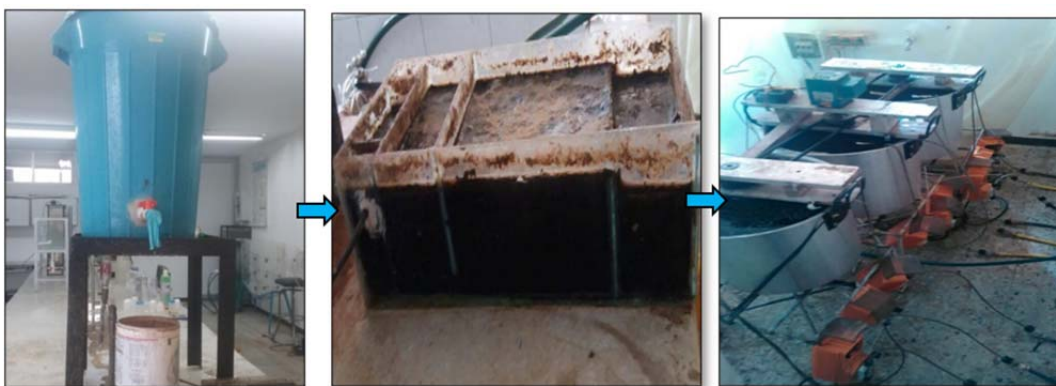
Vista en planta del diseño de la trampa de grasas y del sedimentador primario



Vista general del diseño de la trampa de grasas y del sedimentador primario



F4. Disposición del tanque de lixiviados a gravedad -trampas de grasa – sedimentador – tanque de almacenamiento termoagitado – temporizado y las bombas peristálticas



F5. Tanques termoagitados y temporizados de alimentación de los reactores



F6. Tres tanques termoagitados y temporizados de alimentación de los reactores y vista de las bombas peristálticas



F7. Sistema de alimentación de los reactores por bombeo y vista específica de una bomba



F8. Sistema de almacenamiento y bombeo de lixiviados a los reactores



F9. Construcción de los FAFA-MFS: Materiales, medio de soporte- separador SGL y disposición de los DI-FAFS

Materiales para la construcción de los DI-FAFS



Proceso manual de construcción de los DI-FAFS





Medio empacado y de soporte de biopelícula de los DI-FAFS y TRI-FAFS.



Separador de efluentes líquido – gaseoso - SLG. En proceso de construcción

Vista vertical del separador SGL



Disposición de los separadores SGL



Vista horizontal del separador SGL



F10 Construcción, montaje y disposición experimental de los DI-FAFS y TRI-FAFS

Construcción, montaje y disposición de los DI-FAFS

Disposición experimental de las tres series de TRI-FAFS- Vista lateral



Disposición experimental de las tres series de TRI-FAFS- Vista Frontal



Disposición experimental de las tres series de TRI-FAFS- Vista lateral



F11. Proceso de inoculación de los reactores DI-FAFS y TRI-FAFS



F12. Inspección visual y toma de muestra de la biopelícula adherida en los FAFA-MFS

