



UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
TRABAJO ESPECIAL I



DESARROLLO DE UN MÓDULO DE EXTRACCIÓN
LÍQUIDO-LÍQUIDO PARA UN SISTEMA
DE PLANTA PILOTO

Autores:

Prof. Juan Cristóbal García
Tutor Académico

Eduardo Coll

Prof. José Miguel Luciano
Co-Tutor Académico

Willian Palacio

Valencia, Abril de 2008



UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
TRABAJO ESPECIAL DE GRADO



**DESARROLLO DE UN MÓDULO DE EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO
PARA UN SISTEMA DE PLANTA PILOTO**

*TRABAJO ESPECIAL DE GRADO PRESENTADO ANTE LA ILUSTRE
UNIVERSIDAD DE CARABOBO PARA OBTAR
AL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO*

**Autores:
EDUARDO COLL
WILLIAN PALACIO**

Valencia, abril de 2008.

SUMARIO

El presente trabajo especial de grado tiene como objetivo el desarrollo de un módulo de extracción líquido-líquido para un sistema de planta piloto, con el propósito de ampliar la gama de procesos químicos a estudiar, así como también brindar un conocimiento en cuanto a los equipos y procesos de extracción líquido-líquido.

El estudio involucra el diseño y operación del equipo de extracción líquido-líquido, mediante la recolección de datos experimentales tales como cantidad de refinado, extracto, densidades de las mezclas y determinación del punto de viraje mediante titulaciones.

La operación del equipo se realizó en el Laboratorio de Química Analítica de la Universidad de Carabobo, ya que fue necesaria la presencia de una campana extractora debido a la toxicidad del sistema ternario utilizado.

Las fases del estudio comprenden el diseño del equipo, mediante un inventario de los accesorios y/o piezas necesarias para su construcción, para estimar los costos de instalación, así como establecer las variables de operación al trabajar a flujo cruzado y en contracorriente. Posteriormente, se evaluó el comportamiento del equipo operando en flujo cruzado y contracorriente. Luego se comparó los resultados con los valores teóricos, para finalmente realizar una estandarización de los accesorios y establecer las condiciones de operación. Por otro lado se generaron alternativas de mejoras que permitan optimizar el comportamiento del equipo dentro de los parámetros recomendados de funcionamiento, así como darle otro uso al equipo en un campo diferente al de extracción líquida. Al operar en flujo cruzado se trabajó en 3 etapas y la tendencia de los valores del refinado obtenidos experimentalmente coinciden con los teóricos, pero al hablar del porcentaje de extracción, surgen discrepancias a medida que aumenta el número de etapas, ya que los valores obtenidos experimentalmente: $(11,8 \pm 0,2)\%$, $(41,8 \pm 0,2)\%$ y $(90,0 \pm 0,2)\%$, son mayores a los calculados teóricamente 10,62%, 10,61% y 14,14%, indicando así, que la operación del equipo se realiza en forma óptima, ya que en cada etapa se extrae más soluto, mientras que la desviación existente relacionada con los teóricos disminuyen, reportando $(181,8 \pm 0,2)\%$, $(73,0 \pm$

0,2)% y $(84,0 \pm 0,2)\%$. Para el caso de flujo en contracorriente, sólo se realizaron 2 etapas debido a la complejidad del método operatorio, siendo los resultados en cuanto al porcentaje de extracción teóricos 76,70% y 74,08% en las etapas 1 y 2. Tanto en las 2 corridas, sólo se pudo determinar los porcentajes de extracción en la primera etapa, siendo $(94,8 \pm 0,4)\%$ y $(77,4 \pm 0,4)\%$, ya que este método no es muy preciso, debido a que la transferencia es mayor y llega un momento en que el solvente se encuentra saturado y no puede extraer más, pero debido a la gran cantidad de agua existente, ésta comienza a extraer el soluto ya que es más afín que el solvente, por lo que la composición del soluto en el refinado 2 es mayor. Durante este método, las mediciones fueron realizadas repetidas por el mismo instrumento, incrementado así el error. También debe tomarse en cuenta que se trabajó con ácido acético y tolueno, siendo éste último muy volátil, por lo que se perdía masa constantemente ya que los tanques son abiertos. Cabe destacar, que durante las titulaciones se usó una concentración de 6M para el NaOH, implicando una baja exactitud al determinar la concentración del soluto en el refinado, acarreado así otro error.

Entre las conclusiones más resaltantes se puede mencionar que el tipo de equipo seleccionado fue el de mezcladores-sedimentadores, el sistema utilizado fue agua-ácido acético-tolueno, los porcentajes de extracción aumentan con cada etapa operando a flujo cruzado, los costos de operación son relativamente bajos, entre otros.

Como recomendación se puede decir, que la instalación de deflectores mejoraría la agitación y por ende un aumento en el porcentaje de extracción, así como el diseño de tapas para los tanques para controlar la volatilidad del sistema ternario, realizar otra perforación de mayor diámetro en el fondo de los tanques para disminuir el líquido remanente que queda en el mismo, titular con concentraciones bajas, para obtener un valor de concentración de soluto más exacto y trabajar con balanzas de gran capacidad para disminuir errores en la medición de la masa de los refinados.

DEDICATORIA

Este trabajo de grado va dirigido especialmente a tres personas: a mi mamá, la cual es una persona única en el mundo y que ha estado conmigo en todos los momentos, a mi padre que está en el cielo y a quien le demuestro que sí puedo cumplir promesas y alcanzar lo que me propongo y por último a mí mismo, ya que cumplí con el objetivo de graduarme y el cual me va ayudar a superar todos los obstáculos que puedan surgir en mi carrera.

También va dedicado a mi familia, la cual siempre me ha apoyado y ha estado para mí, especialmente a mi abuelo quien ha sido como un padre para mí y a mi abuela quien me ha enseñado tantas cosas buenas en la vida.

A mi novia Valeria que ha estado pendiente de todas mis cosas, sin esperar nada a cambio y que es una persona excelente que vale mucho. A mis amigas y a mis panas con los cuales viví grandes momentos en la universidad y que espero no perderlos nunca.

A mis panas de Puerto Cabello y a mis panas del gran equipo “Raíz de 2”, con el cual pasamos grandes momentos en la cancha sin olvidar por supuesto a nuestro Eric que está en el cielo.

Eduardo Coll

AGRADECIMIENTOS

Ante todo agradezco a Dios, el cual me ha iluminado en todos los momentos y me ha dado la fuerza necesaria para seguir adelante. A mi madre que me ha enseñado muchas cosas y siempre he contado con ella. Ha sido mi amiga y mi conciencia. Te quiero mucho mamá.

A mi familia que siempre me ha apoyado y a mi novia Valeria, que siempre quiere lo mejor para mí. De verdad gracias por tu ayuda amor. Gracias a mi suegrito, quien fue la persona que hizo posible el diseño del equipo, aunque un poco tarde pero seguro jajaja.

Gracias por contar con todas mis amigas de la universidad y mis dos panas: Doménico “El Miky” y a mi compañero de tesis, Willian, el cual me siento muy orgulloso por su desempeño en la tesis.

Gracias a todos los profesores por sus enseñanzas y a los laboratorios de Fisicoquímica y Analítica por su colaboración en el desarrollo de la tesis.

Eduardo Coll

DEDICATORIA

Primeramente quiero dedicarle este logro a mi Madre, en ella siempre he encontrado paz y tranquilidad, amor de verdad, las palabras más sinceras que jamás he escuchado, porque sin su amor y bondad no habría podido llegar hasta donde estoy. A mi Papá que aunque podamos tener peleas y diferentes puntos de vista siempre aprendo de sus momentos de filosofía, siempre tienes algo en que pensar y me ayudas a crecer en todo momento. Gracias Dios por permitirme ser hijo de ustedes.

A Martha Paola Armenta (Q.E.P.D.) porque paso todos los días pensando en el momento en el cual nos volvamos a ver y logremos compartir de nuevo risas abrazos y el amor que sentíamos. No hay persona más importante en esta vida que logre llenar tu vacío y sólo pido a Dios para que nos volvamos a reunir, Gracias por compartir conmigo tus últimos días porque esos fueron los días más hermosos de mi vida.

A mis hermanos Sergio, Jannelle, y Alberto porque cada uno de ellos ha dejado en mi una huella imborrable de enseñanzas, amistad y fraternidad, porque pueden haber peleas pero jamás perderé el lazo que nos une.

A todas las personas con las que he compartido porque de cada una he aprendido algo, todos nos me han enseñado que aunque sea muy corto el tiempo que hemos compartido siempre los recuerdo y espero poder compartir de nuevo muchos momentos felices.

Willian A. Palacio M.

AGRADECIMIENTOS

A Dios porque no hay nada más grande en mi vida que Él.

Quiero agradecerles primeramente a mis Padres y a mis hermanos porque me han dado el sustento para poder llegar hasta donde he llegado.

A mis hermanos Alberto, Iris y Sergio porque siempre tienen una sonrisa y alegran mi vida en cada momento. Gracias por su ayuda en todos los momentos difíciles.

A Martha Paola, porque me has dado apoyo desde lo alto del cielo, este logro es para ti también.

Especialmente a Marisol, Mary, Vale, Fabi, Paolita, Anita, Vanessa, Paola, Mariu, Chabela, La Beba, Vero, Ismeglys, Nelsy, Alejandro Amiuny, Alejandro Arzola, Rafa, Andrés, y todos con los que he compartido estos últimos semestres porque en cada uno he encontrado apoyo para seguir adelante. Son grandes personas y merecen lo mejor. Gracias por existir en mi vida.

A la Familia Torres, a la Familia Arias, a la Familia Sánchez y a todas aquellas personas que alguna vez me han brindado su apoyo incondicional y me han dado la mano en los buenos y malos momentos.

A mi compañero de tesis Eduardo Coll por haberme ayudado a alcanzar esta meta en conjunto porque es un gran logro para nosotros.

Willian A. Palacio M.

ÍNDICE GENERAL

	Pág.
INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	2
1.1. Descripción del Problema.....	2
1.2. Formulación del Problema.....	3
1.2.1. Situación Actual.....	3
1.2.2. Situación Deseada.....	3
1.3. Justificación.....	4
1.4. Objetivos.....	4
1.4.1. Objetivo General.....	4
1.4.2. Objetivos Específicos.....	4
1.5. Limitaciones.....	5
CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO REFERENCIAL.....	6
2.1. Antecedentes.....	6
2.2. Marco Teórico.....	9
2.2.1. Transferencia de Momento.....	9
2.2.2. Transferencia de Calor.....	10
2.2.3. Transferencia de Masa.....	11
2.2.4. Términos Físicoquímicos relacionados a la extracción líquida.....	13
2.2.5. Equipos de Extracción Diferencial o de Contacto Continuo.....	17
CAPÍTULO III. MARCO METODOLÓGICO.....	27
3.1. Establecimiento de las condiciones de operación del módulo de extracción líquido-líquido	27
3.2. Estimación de los costos de instalación y operación del módulo de extracción.....	32
3.3. Realización de la instalación y puesta en marcha del módulo de extracción.....	32

	Pág.
3.4. Realización de la evaluación técnica al sistema.....	34
3.5. Establecimiento de las condiciones de operación obtenidas a través de la evaluación	39
CAPÍTULO IV. PRESENTACIÓN Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	41
CONCLUSIONES.....	72
RECOMENDACIONES.....	74
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	76
APÉNDICES.....	78
Apéndice A.....	79
Apéndice B.....	99
Apéndice C.....	105
Apéndice D.....	110
ANEXOS.....	116

ÍNDICE DE TABLAS

	Pág.
Tabla 4.1. Matriz para seleccionar los parámetros relacionados a la ergonomía del equipo.....	43
Tabla 4.2. Matriz de selección para determinar el material a emplear en el diseño de los tanques de mezclado y sedimentación del equipo de extracción líquido-líquido.....	44
Tabla 4.3. Matriz de selección para el sistema ternario a emplear para realizar la extracción líquido-líquido.....	46
Tabla 4.4. Costos asociados a la instalación del equipo de extracción líquido-líquido.....	48
Tabla 4.5. Costos asociados a una operación del equipo de extracción líquido-líquido trabajando a flujo cruzado.....	49
Tabla 4.6. Costos asociados a una operación del equipo de extracción líquido-líquido trabajando a flujo contracorriente.....	49
Tabla 4.7. Resultados teóricos al operar el equipo de extracción líquido-líquido en flujo cruzado.....	61
Tabla 4.8. Resultados experimentales al operar el equipo de extracción líquido-líquido en flujo cruzado para la primera corrida.....	61
Tabla 4.9. Resultados experimentales al operar el equipo de extracción líquido-líquido en flujo cruzado para la segunda corrida.....	62
Tabla 4.10. Resultados experimentales al operar el equipo de extracción líquido-líquido en flujo cruzado para la tercera corrida.....	62
Tabla 4.11. Resultados teóricos al operar el equipo de extracción líquido-líquido en flujo contracorriente.....	65
Tabla 4.12. Resultados experimentales al operar el equipo de extracción líquido-líquido en flujo contracorriente para la primera corrida.....	65
Tabla 4.13. Resultados experimentales al operar el equipo de extracción líquido-líquido en flujo contracorriente para la segunda corrida.....	65

	Pág.
Tabla B.1. Datos requeridos para el cálculo de la densidad de la alimentación.....	99
Tabla B.2. Datos recolectados para realizar el estudio del equipo de extracción líquido-líquido a flujo cruzado para la primera corrida.....	99
Tabla B.3. Datos requeridos para el cálculo de la densidad de los refinados obtenidos a flujo cruzado para la primera corrida.....	100
Tabla B.4. Datos recolectados para realizar el estudio del equipo de extracción líquido-líquido a flujo cruzado para la segunda corrida.....	100
Tabla B.5. Datos requeridos para el cálculo de la densidad de los refinados obtenidos a flujo cruzado para la segunda corrida.....	101
Tabla B.6. Datos recolectados para realizar el estudio del equipo de extracción líquido-líquido a flujo cruzado para la tercera corrida.....	101
Tabla B.7. Datos requeridos para el cálculo de la densidad de los refinados obtenidos a flujo cruzado para la tercera corrida.....	102
Tabla B.8. Datos recolectados para realizar el estudio del equipo de extracción líquido-líquido a flujo contracorriente para la primera corrida.....	102
Tabla B.9. Datos recolectados para el cálculo de la densidad de los refinados obtenidos a flujo contracorriente para la primera corrida.....	103
Tabla B.10. Datos recolectados para realizar el estudio del equipo de extracción líquido-líquido a flujo contracorriente para la segunda corrida.....	103
Tabla B.11. Datos recolectados para el cálculo de la densidad de los refinados obtenidos a flujo contracorriente para la segunda corrida.....	104
Tabla B.12. Datos empleados para la construcción del sistema ternario Agua-ácido acético-tolueno.....	104
Tabla C.1. Constantes a y b para corregir el número de potencia.....	106
Tabla C.2. Valores de densidades del agua a diferentes temperaturas.....	107
Tabla C.3. Viscosidades de líquidos.....	108

ÍNDICE DE FIGURAS

	Pág.
Figura 2.1. Diagrama ternario.....	14
Figura 2.2. Rodetes de mezcla.....	21
Figura 2.3. Medidas de un agitador de turbina.....	21
Figura 2.4. Tanque típico de proceso con agitación.....	23
Figura 2.5. Diagrama de extracción de una sola etapa.....	23
Figura 2.6. Diagrama ternario para una separación de una sola etapa.....	24
Figura 2.7. Diagrama de extracción flujo cruzado en varias etapas.....	24
Figura 2.8. Diagrama ternario para una separación de varias etapas.....	25
Figura 2.9. Diagrama de extracción flujo contracorriente para varias etapas.....	26
Figura 2.10. Diagrama ternario para una separación a contracorriente de varias etapas.....	26
Figura 3.1. Árbol de alternativas para la selección del tipo de operación y equipo.....	28
Figura 3.2. Simulación por lotes de una cascada a contracorriente.....	35
Figura 4.1. Diagrama de proceso operando a flujo cruzado.....	50
Figura 4.2. Diagrama de proceso operando a flujo contracorriente.....	51
Figura 4.3. Conexión tipo Flare.....	53
Figura 4.4. Acoplamiento de la conexión Flare y el beaker de polipropileno.....	53
Figura 4.5. Pinza Hoffman y Manguera resistente a gasolina y reactivos químico.....	53
Figura 4.6. Estructura y Sistema de agitación del Equipo de Extracción Líquido-Líquido.....	54
Figura 4.7. Sistema de agitación del equipo de extracción líquido-líquido.....	54
Figura 4.8. Equipo de Extracción Líquido-Líquido.....	55
Figura 4.9. Diagrama ternario para el sistema agua-ácido acético-tolueno.....	57
Figura 4.10. Diagrama ternario para una separación teórica de tres etapas a flujo cruzado para el sistema agua-ácido acético-tolueno.....	58

	Pág.
Figura C.1. Formación de Vórtices y tipo de flujo en un tanque agitado.....	105
Figura C.2 Modelo de flujo en un ataque con placas deflectoras y un agitador de turbina instalada centralmente.....	105
Figura C.3. Número de potencia N_P frente a N_{Re} para turbinas de seis palas.....	106
Figura C.4. Nomograma para el cálculo de la viscosidad a diferentes temperaturas.....	109

INTRODUCCIÓN

En el presente trabajo se desea diseñar un equipo de extracción líquido-líquido, el cual pueda operar tanto en flujo cruzado como en flujo contracorriente, con el fin de poner en marcha su funcionamiento.

El estudio a realizar engloba básicamente el área de transferencia de masa, incluyendo la estimación de los costos de instalación y operación del módulo de extracción necesarios para su funcionamiento, así como también la fabricación de piezas requeridas para su diseño.

La metodología a seguir para el logro de cada uno de los objetivos consiste inicialmente en establecer las condiciones de operación del módulo de extracción líquido-líquido a fin de seleccionar el equipo más adecuado y el sistema ternario a utilizar, estimar los costos de instalación y operación, realizar la evaluación del equipo operando en flujo cruzado y contracorriente y finalmente estandarizar los accesorios que lo conforman así como definir las variables y parámetros de operación.

El presente trabajo especial de grado se encuentra estructurado primeramente por el capítulo 1 en el cual se encuentra de forma ordenada y detallada el planteamiento del problema, posteriormente en el capítulo 2 se presenta las bases teóricas que sustentan la investigación, luego se plantean en el capítulo 3 de forma detallada los pasos a seguir de forma metódica para la realización de los objetivos, a continuación en el capítulo 4 se presentan los resultados concretamente discutidos y analizados, finalmente se exponen las conclusiones y recomendaciones que sirven de apoyo para el completo desarrollo de este trabajo especial de grado.

Con los resultados de la evaluación, se desea analizar el comportamiento del equipo mediante las variaciones de los porcentajes de extracción entre los valores teóricos y experimentales, para cada etapa del proceso.

El desarrollo del equipo de extracción fomentará el desarrollo del estudiantado, ya que permitirá ampliar la gama de procesos que se estudian a nivel de laboratorio, así como también puede desempeñar una labor importante en el desarrollo de un banco de pruebas a escala piloto.

CAPÍTULO I: PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En esta sección se presenta de forma ordena la situación de estudio, la cual es el motivo de realizar este trabajo de investigación, igualmente se realiza una descripción breve de la situación que se presenta como problema, así como también de lo que se espera obtener como resultado al solventar dicha situación.

El diseño de un equipo de extracción líquido-líquido se considera necesario ya que existen procesos en los cuales se emplean sustancias que necesitan ser separadas y por sus propiedades y comportamiento en soluciones les impide ser separadas por cualquier otro proceso (destilación, absorción y desorción), además el diseño de este equipo brindaría un conocimiento agregado en cuanto a los equipos y procesos de extracción líquido-líquido.

1.1. DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

El Laboratorio de Ingeniería Química de la Universidad de Carabobo ubicado en el Municipio Naguanagua, cuenta en sus instalaciones con una serie de equipos y personal capacitado cuyo fin es brindar conocimientos y experiencia práctica a los estudiantes, en el área de transferencia de masa, transporte de fluidos, y transferencia de calor; así como en el manejo de instrumentos para la determinación de propiedades físico-químicas de fluidos, a fin de que los estudiantes adquieran destrezas en el manejo de los equipos básicos utilizados en el campo industrial. A pesar de contar con los equipos antes mencionados, no se dispone de equipos que puedan ser integrados para conformar de esta forma una planta a escala piloto que pueda simular un proceso químico completo como por ejemplo la extracción de cobre (II), procesos de obtención de aceite vegetal a base de maíz, separación por extracción líquido-líquido de cobre, níquel y cromo de aguas residuales, la cual puede ser de gran utilidad ya que aportaría una herramienta útil en cuanto al estudio de procesos químicos completos, así como también el análisis del comportamiento de los equipos dentro del proceso y su influencia dentro del mismo a fin de obtener la experiencia que puede brindar el conocimiento adquirido en cuanto a los métodos de optimización que pueden ser estudiados en dicho banco de pruebas de planta piloto.

Enmarcado en estos aspectos antes mencionados, se planea la necesidad de diseñar un equipo de extracción líquido-líquido, debido a su importancia en diversos procesos a nivel industrial, además en la actualidad el Laboratorio de Ingeniería Química no dispone de este equipo y será de gran utilidad en la formación y desarrollo de los estudiantes para complementar sus crecimientos como futuros ingenieros.

1.2. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA

En la industria actual se puede observar gran cantidad de procesos en los cuales se ha invertido una gran cantidad de capital para su puesta en marcha, estos procesos antes de implementarse, deben ser sometidos a ensayos y operaciones a pequeña escala o escala piloto para determinar su factibilidad económica o su implementación. Actualmente no todas las empresas poseen las herramientas necesarias para poder realizar un estudio a pequeña escala de una modificación o reestructuración de los procesos actuales, es por esto que surge la necesidad de disponer de un módulo de extracción líquido-líquido y así disponer de una serie de equipos a escala piloto, que al ser integrados, puedan solventar esta situación.

1.2.1. Situación Actual

El Laboratorio de Ingeniería Química a pesar de que cuenta con algunos equipos a escala piloto, no dispone de un equipo de extracción líquido-líquido el cual puede ser empleado para el estudio de diversos procesos químicos, el cual podría ser utilizado para realizar el estudio de una mayor gama de procesos. No contar con este equipo limita la variedad de procesos que se puedan estudiar, específicamente aquellos en los cuales los equipos de transferencia de masa son necesarios.

1.2.2. Situación Deseada

Disponer de un módulo de extracción líquido-líquido para poder ampliar la gama de procesos químicos a estudiar, tales como: extracción líquido-líquido de cobre (II), destierpenación de aceites esenciales, separación por extracción líquido-líquido de cobre, níquel y cromo de aguas residuales provenientes de la industria Galvanotécnica.

1.3. JUSTIFICACIÓN

En la actualidad la disposición de un banco de pruebas de planta piloto aportaría una ayuda o beneficio al Laboratorio de Ingeniería Química si se toma en cuenta que dicho banco de pruebas puede ser empleado para prestarle servicio a las industrias, ya que son pocas las que tienen los recursos para realizar el montaje de una planta piloto para realizar sus estudios de optimización de procesos y/o desarrollo y puesta en marcha de un proceso nuevo.

De igual forma se puede decir que este módulo puede ser empleado para un mejor estudio de diversos procesos en los cuales la separación o extracción de un compuesto de importancia es necesaria y deseada, pero el método óptimo de extracción no es conocido para dicho proceso. Se podría agregar que también puede ser empleado dicho módulo de extracción en fines didácticos y educativos ya que el Laboratorio de Ingeniería Química no cuenta con dicho equipo.

Se puede agregar que el desarrollo de este trabajo especial de grado permitirá a sus autores cumplir con uno de los requisitos indispensables para optar al título de Ingeniero Químico.

1.4. OBJETIVOS

1.4.1. Objetivo General

Desarrollar un módulo de extracción líquido-líquido con el fin de llevar a cabo evaluaciones a escala piloto.

1.4.2. Objetivos Específicos

1. Establecer las condiciones de operación del módulo de extracción líquido-líquido a fin de seleccionar el equipo más adecuado a ser instalado, así como también su dimensionamiento.
2. Estimar los costos de instalación y operación del módulo de extracción, a fin de realizar el estudio de costos requerido para su funcionamiento.
3. Realizar la instalación y puesta en marcha del módulo de extracción a fin de evaluar el comportamiento del equipo.

4. Realizar la evaluación técnica al sistema para verificar las condiciones de operación establecidas previamente.
5. Establecer las condiciones de operación obtenidas a través de la evaluación a fin de estandarizar los accesorios empleados en la integración del sistema de planta piloto.

1.5. LIMITACIONES

En la presente investigación se pudieran encontrar algunas condiciones y restricciones que pudieran limitar su correcta y satisfactoria realización, entre éstas se pueden nombrar: El tiempo estimado para la culminación del trabajo especial de grado puede prolongarse debido a la dificultad para obtener los recursos económicos para la adquisición de los materiales necesarios para el desarrollo del módulo de extracción, así como también se pudiera dificultar la compra de los reactivos empleados en el sistema de extracción.

Se puede agregar que el tiempo empleado en la recolección de datos para la realización de la evaluación del equipo puede ser otro factor que podría afectar el tiempo de culminación de dicho trabajo especial de grado.

CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO-REFERENCIAL

En esta sección se presentan algunos trabajos de investigación, artículos científicos, trabajos de grado y bibliografía que ha servido de base y fundamento para el trabajo que se realiza a fin de presentar algunas referencias que han sido tomadas en cuenta para la realización de dicho proyecto.

2.1. ANTECEDENTES

1. Universidad de Alicante (2005). **Proyecto de parque científico a fin de poder generar proyectos de investigación, desarrollo e innovación para la industria del entorno.** Universidad de Alicante. Secretariado de Instrumentación Científica y Tecnología. Área de Química Orgánica, Química Física, Ingeniería Química y Química Inorgánica.

Tiene como objetivo la creación de un parque científico junto a sus actuales terrenos a fin de poder generar proyectos de investigación, desarrollo e innovación para la industria del entorno, en el campus existen varias plantas piloto, constituidas por una serie de unidades donde se realizan las últimas etapas en la optimización de un proceso de investigación. Muchos grupos de investigadores llevan años estableciendo la viabilidad de un proyecto o producto desarrollado en los laboratorios con el objetivo de poder transferirlo al sector productivo.

En las plantas piloto se transfiere la tecnología diseñada en los laboratorios de investigación para realizar productos en pequeñas cantidades que más tarde pasarán a las empresas que han contratado estos servicios. Por ejemplo en ingeniería química se realizan trabajos de análisis y biodegradación de compuestos orgánicos, procesado de polímeros, etc. En química orgánica la investigación, desarrollo y síntesis de materias primas, intermedios y productos finales para la industria de la química fina. En química Inorgánica diseño, desarrollo y aplicación de materiales avanzados, tales como carbones activados especiales y en química física estudios de viabilidad, puesta en marcha a escala de planta piloto de procesos electroquímicos, electro síntesis y tratamientos de aguas residuales. La principal diferencia es que se desea crear un parque científico o sea una industria completa

de plantas piloto aunque se desea con un propósito similar que es realizar estudios de procesos y prestar servicio a la industria.

2. Mezones, N., Quartuccio J. (2002). **Diseño de una planta piloto para la elaboración de fertilizantes, a partir del ácido fosfórico producido por Tripoliven C.A.** Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

Este trabajo de investigación tiene como objetivo general diseñar una planta piloto para la elaboración de los fertilizantes: fosfato mono amónico (MAP), fosfato di amónico (DAP) y urea fosfato de alta pureza, a partir del ácido fosfórico producido en Tripoliven C.A.

De acuerdo a los resultados obtenidos se llegó a la conclusión de que la planta piloto emplee 2 centrífugas, de manera de ofrecer una alternativa a nivel comercial, permitiendo realizar simulaciones en las condiciones en que opera dicha planta.

Este antecedente presenta similitud con la investigación que se está llevando a cabo, en el desarrollo a escala piloto de equipos para la realización de pruebas y estudios que permitan facilitar los cambios de operación y sistemas a nivel industrial. La principal diferencia radica en que en este trabajo se desea la obtención de fertilizantes, mientras que en el proyecto que se está desarrollando no se busca la obtención de producto sino la separación de una mezcla de 3 componentes.

3. Martín Toro, Felipe y Francisco (2002). **Diseño y construcción de un banco experimental de intercambiadores de calor para ser instalado en el Laboratorio de Ingeniería Química de la Universidad de Carabobo.** Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

Este trabajo tiene como objetivo general construir un banco experimental de intercambiadores de calor a fin de tener un medio práctico de aprendizaje en el área de equipos de intercambio térmico, que cumpla con las necesidades de los estudiantes de la Escuela de Ingeniería Química, de abarcar el estudio de los fenómenos de transferencia de calor, aplicados a los equipos de intercambio térmico de mayor uso industrial. La similitud radica en el desarrollo a pequeña escala de equipos para la realización de diversas pruebas y el estudio de los resultados

obtenidos a fin de obtener conocimientos ligados al uso de estos equipos y su importancia en el ámbito industrial.

Como diferencias a mencionar la principal se centra en la no integración de estos equipos a un banco de pruebas a escala piloto, también se puede agregar que el propósito de estos equipos era obtener un conocimiento práctico que pudiera ser impartido a los demás estudiantes o sea los equipos tenían una finalidad didáctica.

4. Mejía, N., Fernández, C. (2002). **Diseño de una planta piloto para sulfonar un alquilato pesado lineal**. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

El objetivo general de este proyecto es diseñar una planta piloto para producir ácido sulfónico a partir de un alquilato pesado lineal, utilizando óleum como agente de sulfonación.

Este antecedente tiene como conclusión, la operación de tipo semi-continua del proceso para la obtención del ácido sulfónico así como la integración de los equipos que lo constituyen. La principal diferencia radica en que para este proyecto se desea diseñar una planta piloto para la obtención de un producto o proceso en específico, mientras que en el que se está desarrollando la finalidad es montar un sistema a escala piloto que permita la separación de una mezcla de 3 componentes.

5. Ing. José Alfonso Canché (2000) **Planta piloto híbrido de tratamiento de aguas residuales para la Universidad de Quintana Roo**. Universidad de Quintana Roo.

Este trabajo de investigación tiene como objetivo general diseñar una planta piloto de aguas residuales para la Universidad de Quintana Roo. Se puede decir que dicha planta trata el agua residual de manera funcional, eficiente y ecológica, así como también la recuperación de las aguas residuales ya tratadas, obtención de biogás y de fertilizantes naturales. La similitud con el trabajo en desarrollo radica en que ambos se basan en el diseño de una planta piloto que simule un proceso a escala industrial. La diferencia básica es que el proyecto de tratamiento de aguas busca una alternativa que permita mejorar el ambiente, así como la creación de productos para diferentes usos, con la finalidad de sacar el máximo provecho a los desechos orgánicos, mientras que para el proyecto que se está desarrollando, lo que se quiere

es la construcción de un equipo que permita separar tres líquidos miscibles, sin la obtención de algún producto en específico.

2.2. MARCO TEÓRICO

En esta sección se presenta de manera específica y detallada la bibliografía empleada para el desarrollo de un módulo de extracción líquido-líquido.

En la actualidad existen numerosos procesos industriales, los cuales son motivo de estudio y análisis de la ingeniería química. Estos procesos industriales están basados fundamentalmente en la transformación o separación de materias primas para la obtención de productos de mayor utilidad para la sociedad.

Para obtener un alto grado de comprensión de los procesos que se llevan a cabo durante esta transformación de materias primas en productos, el Ingeniero Químico estudia tres aspectos esenciales que rigen la mayoría de los procesos industriales:

- Desarrollo de un proceso.
- Diseño de un proceso.
- Realización del proceso.

La gran diversidad y complejidad de procesos modernos pone a disposición una amplia bibliografía para una mejor comprensión de estos procesos, en el desarrollo de este trabajo especial de grado se enfoca en un aspecto de gran importancia para la Ingeniería Química; el cual se denomina operaciones unitarias, sobre el cual McCabe y Smith (1991) dijeron que “Es el estudio sistemático de las operaciones en sí, las cuales se unifican y resulta más sencillo el tratamiento de todos los procesos”

Las operaciones unitarias se clasifican en:

2.2.1. Transferencia de Momento

Es la rama de la ingeniería química que estudia el comportamiento de los fluidos (líquidos, gases y vapores), dicha operación posee dos ramas las cuales son:

- *Estática de Fluidos*: Trata los fluidos en el estado de equilibrio sin esfuerzo cortante.

- *Dinámica de Fluidos*: Estudia el comportamiento de los fluidos cuando sus partes se mueven con relación a otras.

También abarca el estudio de fluidos compresibles y no compresibles, así como también el flujo alrededor de sólidos sumergidos alrededor de fluidos en movimiento y las operaciones de mezcla, agitación y dispersión. (McCabe y Smith, 1991)

2.2.2. Transferencia de Calor

Se refiere al estudio de las leyes que rigen la generación de energía en forma de calor para su producción o absorción durante un proceso. La naturaleza del flujo de calor se basa en la diferencia de temperatura que existe entre dos cuerpos en contacto térmico, el calor fluye desde el objeto de temperatura más elevada hacia el de temperatura más baja. Este flujo neto se produce siempre en el sentido de la temperatura decreciente.

Los mecanismos por los cuales fluye el calor son tres (McCabe y Smith, 1991):

- *Conducción*: Es cuando existe un gradiente de temperatura dentro de una sustancia y el calor fluye sin un movimiento observable de materia dentro de la sustancia.
- *Convección*: Es un fenómeno que sucede cuando una corriente o partícula macroscópica de fluido una superficie específica, tal como el límite de un volumen de control, lleva consigo una determinada cantidad de entalpía. Tal flujo de entalpía recibe el nombre de flujo convectivo o simplemente convección. Debido a que la convección es un fenómeno macroscópico, solamente puede ocurrir cuando actúan fuerzas sobre la partícula o la corriente de fluido y mantienen su movimiento frente a las fuerzas de fricción.

La convección se clasifica según la fuerza utilizada para crear las corrientes de convección en los fluidos.

- a) *Convección natural*: Si las corrientes son la consecuencia de las fuerzas de flotación generadas por diferencias de densidad, que a su vez se originan por gradientes de temperatura en la masa.

- b) *Convección forzada*: Si las corrientes se ponen en movimiento por la acción de un dispositivo mecánico, tal como una bomba o un agitador, el flujo es independiente de los gradientes de velocidad.
- *Radiación*: Es la transmisión de energía a través del espacio por medio de ondas electromagnéticas. Cabe destacar que si la radiación pasa a través de un espacio vacío no se transforma en calor ni en otra forma de energía, pero si se encuentra algún material la radiación se transmitirá, reflejará o absorberá.

2.2.3. Transferencia de Masa

Consiste en la separación de componentes de mezclas desde una fase homogénea a otra, se caracteriza por utilizar diferencias en la presión de vapor o la solubilidad a diferencia de las separaciones puramente mecánicas que se basan en el tamaño o la densidad de las partículas. La fuerza impulsora es una diferencia de concentración o gradiente de concentración. Las técnicas de transferencia de masa se clasifican según las fases que se encuentran en contacto (Treybal, 1998):

- *Operaciones gas-líquido*
 - a) *Absorción*: Es una operación en la cual una mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido, con la finalidad de disolver de manera selectiva uno o más componentes del gas para obtener una solución de los mismos en el líquido. Los vapores de un disolvente, acarreados por una corriente gaseosa pueden recuperarse para su reutilización. Cuando la transferencia de masa sucede en la dirección opuesta, es decir, del líquido al gas, la operación se conoce como desorción.
 - b) *Destilación*: Es un método para separar los componentes de una solución. Depende de la distribución de las sustancias entre una fase gaseosa y una líquida, y es aplicable siempre y cuando todos los componentes estén presentes en ambas fases. En vez de introducir una nueva sustancia en la mezcla, con el fin de obtener la segunda fase, la nueva fase se crea con la evaporación o condensación a partir de la solución original. Mediante la manipulación adecuada de las fases o mediante evaporaciones y condensaciones repetidas, es generalmente posible lograr una separación tan completa como se quiera y

recobrar, en consecuencia, los dos componentes de la mezcla con la pureza deseada.

c) *Operaciones de humidificación*: Son las operaciones que consideran la transferencia de masa interfacial y de energía, que resulta cuando un gas se pone en contacto con un líquido puro, en el cual es prácticamente insoluble. Cabe destacar que entre estas operaciones se encuentra: humidificación y deshumidificación de gases, enfriamiento de gases, mediciones de contenido en vapor y enfriamiento del líquido. En estos casos, la materia transferida entre las fases es la sustancia que forma la fase líquida, que o bien se evapora o bien se condensa.

- *Operaciones sólido-fluido*

a) *Adsorción*: Se refiere a la capacidad de ciertos sólidos para hacer que ciertas sustancias específicas se concentren en la superficie de la misma. Este proceso se emplea también para deshumidificar aire y otros gases, eliminar olores e impurezas desagradables de gases industriales, para recuperar vapores valiosos de disolvente a partir de mezclas diluidas con aire y otros gases y para fraccionar mezclas de gases de hidrocarburos.

b) *Secado*: Se refiere a la eliminación de humedad en una sustancia, una solución puede secarse esparciéndola en forma de pequeñas gotas en un gas caliente y seco, provocando de esta forma la evaporación del líquido, cabe destacar que a la evaporación de una solución mediante ebullición en ausencia de un gas para arrastrar la humedad, también se le conoce como secado.

c) *Lixiviación*: Consiste en la disolución preferente de uno o más componentes de una mezcla sólida por contacto con un disolvente líquido. Otro método de lavado es la decocción, la cual se refiere al uso del disolvente a su temperatura de ebullición, y la elución consiste en lavar con disolvente un material soluble que se encuentra sobre la superficie de un sólido insoluble en el disolvente.

- *Operaciones líquido-líquido* La única operación en esta categoría, la extracción líquida, es básicamente muy similar a las operaciones de contacto gas-líquido que se describieron anteriormente. La creación de una nueva fase líquida insoluble por adición de un solvente a una mezcla, obtiene en muchos aspectos el mismo

resultado que la creación de una nueva fase mediante la adición de calor en la operación de destilación, o por la adición de un gas en las operaciones de desorción. Este trabajo especial de grado se encuentra enmarcado en este punto, por lo cual se hará una descripción detallada de los conceptos y definiciones que engloban el proceso de extracción líquida.

2.2.4. Términos Fisicoquímicos Relacionados a la Extracción Líquida

- *Sistemas de tres componentes*

Este sistema en particular es el caso de estudio y se caracteriza porque una sola fase posee cuatro grados de libertad: la temperatura, la presión y las composiciones de dos de los tres componentes. Ahora, al presentar un grado alto de dificultad debido al gran número de variables presentes, se fija la presión y se trabaja a temperaturas constantes, permitiendo de esta forma conocer las relaciones de concentraciones entre sus componentes a cualquier valor de temperatura, representándolas sobre un diagrama plano y obteniéndose finalmente un modelo sólido al trabajar con diferentes perfiles de temperatura (Maron y Prutton, 2004).

Al aplicar la regla de las fases a este sistema se obtiene (según Maron y Prutton, 2004), la siguiente expresión:

$$F = 5 - P \quad (2.1)$$

Donde:

F: Numero de grados de libertad.

P: Numero de fases presentes.

La cual queda modificada al trabajar con valores fijos de presión y temperatura, resultando finalmente así (según Maron y Prutton, 2004):

$$F = 3 - P \quad (2.2)$$

De este modo se puede decir que el número máximo de fases que pueden presentarse de manera simultánea es tres. (Maron y Prutton, 2004)

- *Diagrama Ternario*

Es necesario conocer el método de representación gráfica al trabajar con tres componentes, siendo el más usado el de Stokes y Roozeboom el cual no es más que

un triángulo equilátero en el que se grafican las concentraciones de los tres componentes (A, B y C) a una presión y temperatura dada. (Maron y Prutton, 2004)

Cada vértice representa el 100% de la concentración del componente respectivo y los valores intermedios se establecen trazando líneas de 10 en 10 en los lados adyacentes a él. Se puede observar un ejemplo de diagrama ternario en la siguiente figura:

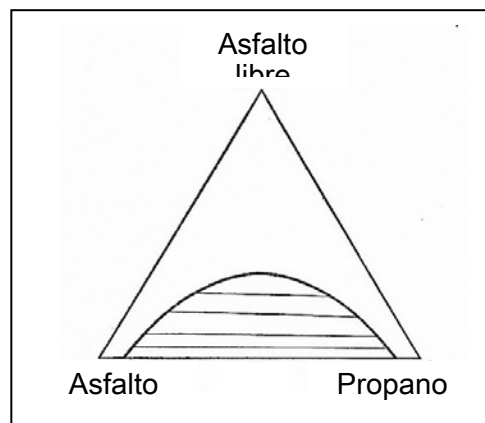


Figura 2.1. Diagrama Ternario.

Fuente: Treybal (1951)

Es importante señalar que al hacer la representación grafica de un sistema ternario se manejan términos importantes de mencionar como:

- a) *Soluto*: Es el componente de la mezcla ternaria que se desea extraer.
- b) *Diluyente*: Es la sustancia que se encuentra con el soluto en la solución inicial.
- c) *Solvente extractor*: Es la sustancia empleada para realizar la extracción del soluto de la mezcla primaria de soluto y diluyente.
- d) *Línea de reparto*: Es la línea que une la composición de soluto en el refinado con la composición de soluto en el extracto.
- e) *Curva binodal*: Es la curva que representa la solubilidad del sistema ternario.
- f) *Punto de pliegue*: Es el punto en el cual se encuentran las tres fases en equilibrio.
- g) *Extracto*: Es la fase rica en solvente.
- h) *Refinado*: Es la fase deficiente en solvente.

- *Extracción Líquida*

La extracción líquida, llamada algunas veces extracción con disolvente, es la separación de los componentes de una solución líquida por contacto con otro líquido

insoluble. Si la sustancia que compone a la solución original se distribuye de manera distinta entre las dos fases líquidas, se puede lograr cierto grado de separación, que puede incrementarse mediante el uso de contactos múltiples o su equivalente en la forma de absorción de gases y la destilación. (Treybal, 1998)

- *Método para Seleccionar Solvente*

Este método se basa en estudiar las características principales que debe presentar un solvente para tener un mejor desempeño en la operación de extracción, tomando en cuenta que no necesariamente debe cumplir todas debido a las limitaciones que puedan presentarse, dichas características son (según Maron y Prutton, 2004), las siguientes:

- o *Selectividad*

La efectividad del disolvente B para separar los componentes de una solución formada por los componentes A y C, se determina comparando la relación entre C y A de la fase rica en B con la misma relación pero en la fase rica en A en el equilibrio. Cabe destacar que la selectividad varía con la concentración del soluto. La efectividad (β) viene dada por (según Maron y Prutton, 2004), la siguiente expresión:

$$\beta = \frac{\frac{\%P_{C/E}}{\%P_{A/E}}}{\frac{\%P_{C/R}}{\%P_{A/R}}} \quad (2.3)$$

Donde:

β : Selectividad (Adim).

$\%P_{C/E}$: Fracción en peso de soluto en el extracto (%).

$\%P_{A/E}$: Fracción en peso de diluyente en el extracto (%).

$\%P_{C/R}$: Fracción en peso de soluto en el refinado (%).

$\%P_{A/R}$: Fracción en peso de soluto en el extracto (%).

Es importante saber que la selectividad debe ser mayor a uno, mejorando si se incrementa su valor. En caso de que β sea igual a 1, la separación no es posible.

- o *Coeficiente de distribución*

No es más que la relación y^*/x en el equilibrio. A pesar de que no es necesario que sea mayor a uno, a medida que se incrementa su valor los resultados son más factibles ya que se necesitaría menos solvente.

- o *Insolubilidad del disolvente*

Mientras sea más insoluble el disolvente, se requerirá menor cantidad de él en el proceso de extracción.

- o *Recuperabilidad*

Para aprovechar al máximo el disolvente, es necesaria su recuperación para su reutilización, tomando en cuenta que la mezcla se caracterice por poseer una alta volatilidad relativa que haga factible la recuperación. Ésta se lleva a cabo mediante operaciones de transferencia de masa, siendo la más frecuente la destilación, siempre y cuando no haya formación de azeótropos entre el disolvente y el soluto extraído. Cabe destacar que la sustancia presente en el extracto (ya sea el disolvente o el soluto) debe estar en menor cantidad para disminuir los costos de calor. En caso de que el solvente se tenga que volatilizar, hay que recordar que su calor latente de vaporización debe ser bajo.

- o *Densidad*

Si la operación de extracción se lleva a cabo a través de etapas o por contacto continuo, se debe tener presente que debe existir una diferencia de densidades en la fase líquida saturada, la cual hace más óptimo el proceso a medida que aumenta dicha diferencia de densidades.

- o *Tensión Interfacial*

Debe ser alta ya que a medida que ésta se incrementa, más rápidamente ocurrirá la coalescencia de las emulsiones, a pesar de que la dispersión de un líquido a otro se torne más difícil.

- o *Reactividad Química*

Es necesario que el disolvente se caracterice por ser estable e inerte químicamente al estar en contacto con los materiales del sistema de extracción, al igual que en presencia de los otros componentes que coexisten con él para evitar reacciones no deseadas.

- o *Viscosidad, presión de vapor y punto de congelamiento*

Estas propiedades físicas del solvente deben ser bajas para facilitar su manejo y almacenamiento.

- o *Baja toxicidad, no inflamable y bajo costo*

Uno de los puntos más importantes a tomar en cuenta a la hora de seleccionar un solvente es su baja toxicidad debido a la alta exposición de los operarios al sistema de extracción. No debe ser inflamable para evitar riesgos de explosión y su costo no debe ser alto para permitir la viabilidad del proceso en general, todo esto aunado a la condición de que el solvente sea de fácil acceso a la hora de adquirirlo en el mercado.

2.2.5. Equipos de Extracción Diferencial o de Contacto Continuo

Cuando los líquidos fluyen a contracorriente a través de una sola pieza del equipo se puede tener el equivalente de todas las etapas ideales deseadas. En estos aparatos, el flujo a contracorriente se produce debido a la diferencia en las densidades de los líquidos; además, si la fuerza motriz es la fuerza de gravedad, el extractor generalmente adopta la forma de una torre vertical, en que el líquido ligero entra por el fondo y el pesado por la parte superior. Como alternativa, se puede generar una fuerza centrífuga grande haciendo que el extractor gire rápidamente; en este caso, el flujo a contracorriente es radial con respecto al eje de revolución. Los equipos más comunes pueden ser (según Treybal, 1998):

- *Torres Aspersoras*

Son los aparatos más sencillos de contacto diferencial; consiste en una armazón vacía con provisión en los extremos para introducir y separar los líquidos. Como el armazón está vacío, la libertad extrema de movimiento de líquido hace que estas torres sean las que peor se adecuen al mezclado axial, por lo tanto es difícil obtener más del equivalente a una sola etapa, por lo que no se recomienda su uso.

- *Torres Empacadas*

El empaque de estas torres sirve para reducir el mezclado axial ligeramente y para empujar y distorsionar las gotas de la fase dispersa. El espacio vacío en el empaque está relleno con el líquido pesado, el cual fluye de forma descendente mientras que el resto del espacio vacío está lleno con gotas del líquido ligero formadas en el distribuidor inferior, que ascienden a través del líquido pesado y coalescen en la parte superior en una sola capa, formando de este modo una interfase.

- *Extractores a Contracorriente, Agitados Mecánicamente*

En estos sistemas se logra mejorar la dispersión mediante la agitación mecánica de los líquidos, ya que así se obtienen buenas rapidez de transferencia de masa. A continuación se nombran algunos de estos equipos:

- a) *Equipo de contacto Mixco Ligthnin CM (Extractor de Oldshue-Rushton).*
- b) *Equipo de contacto de disco giratorio (RDC).*
- c) *Extractor de Sheibel.*
- d) *Extractor de platos recíprocos de Karr.*
- e) *Extractor de Treybal.*
- f) *Extractor de Graesser.*
- g) *Columnas con pulsaciones.*
 - *Extractores centrífugos*

Estos extractores se caracterizan porque cuando los líquidos entran a través del eje, los pesados se llevan al centro del tambor y los ligeros a la periferia. Los líquidos pesados fluyen radialmente hacia afuera y ambos se sacan a través del eje. Estos extractores son especialmente útiles para líquidos de diferencia de densidad muy pequeña y en donde los tiempos de residencia cortos son esenciales, como en algunas aplicaciones farmacéuticas. Entre los más usados se tienen:

- a) *Extractor de Podbielniak.*
- b) *Extractor de Luwesta.*
- c) *Extractor de Rotabel.*

- *Extractores por Etapas*

Los equipos utilizados por etapas son de dos tipos principalmente:

- a) *Torres Perforadas*

Estas torres de varias etapas a contracorriente, tanto con respecto a la capacidad de manejo de líquido como a la eficiencia de la extracción, son muy efectivas, en particular para sistemas de baja tensión interfacial que no requieren agitación mecánica para una buena dispersión. Su efectividad para la transferencia de masa se deriva de que el mezclado axial de la fase continua está confinado a la región entre los platos y no se distribuye por toda la torre de etapa a etapa, y las gotas de la fase dispersa coalescen y se vuelven a formar en cada plato, destruyendo así la tendencia a establecer gradientes de concentración dentro de las gotas que persisten

en toda la altura de la torre. Los líquidos ligeros pasan a través de las perforaciones y las burbujas ascienden a través de la fase de líquido pesado y coalescen en una capa, acumulándose entre cada plato. El líquido pesado fluye a través de cada plato a través de gotas ascendentes y pasa a través de vertederos hacia el plato inferior. Como alternativa, puede dispersarse el líquido pesado en una parte de la torre y el líquido ligero en la otra, mientras que la interfase principal se mantiene en la parte central de la torre.

b) *Mezcladores-Sedimentadores*

Este equipo puede operar por cargas o de forma continua. Una cierta cantidad de alimentación puede mezclarse con una cierta cantidad de disolvente en un tanque agitado y después se dejan decantar las fases para su separación. El extracto es la capa de disolvente mas el soluto extraído y el refinado es la capa de la que se ha separado el soluto. El extracto puede ser más o menos denso que el refinado, de forma que el extracto unas veces puede salir por la parte superior del equipo y otras veces por el fondo. Si se precisa más de un contacto la operación puede repetirse, pero cuando las cantidades son grandes y se necesitan varios contactos resulta más económico el flujo continuo. Es un dispositivo de una etapa que habitualmente consiste en dos partes:

- *Mezclador*: Generalmente es un tanque equipado con un sistema de agitación mecánica, con líneas de entrada y salida de líquido, así como placas deflectoras para mejorar el mezclado. También puede ser una bomba centrífuga u otro mezclador de flujo.
- *Agitación y mezcla de líquidos*: En cuanto a estos términos se puede decir que tienden a confundirse, aunque la agitación se refiere al movimiento inducido de un material en una forma específica, frecuentemente con un modelo circulatorio dentro de algún tipo de contenedor mientras que la mezcla es una distribución al azar de dos o más fases inicialmente separadas. Los líquidos se agitan con diversos fines dependiendo de los objetivos de las etapas del proceso, los cuales comprenden:
 - o *Suspensión de partículas solidas.*
 - o *Mezclado de líquidos miscibles:*
 - o *Dispersión de un gas en un líquido en forma de pequeñas burbujitas.*

- o *Dispersión de un segundo líquido, inmiscible con el primero, para formar una emulsión o suspensión de gotas diminutas.*
- o *Promoción de la transformación de calor entre el líquido y un serpentín o encamisado.*

En cuanto a los equipos de agitación, se puede decir que los más frecuentes son los tanques o recipientes, generalmente de forma cilíndrica y provista de un eje vertical. La parte superior del recipiente puede estar abierta al ambiente o cerrada. Las proporciones del tanque varían dependiendo de la naturaleza del problema de agitación, sin embargo, se utiliza un diseño estandarizado en el que el fondo del tanque es redondeado y no plano, con el fin de eliminar los rincones escarpados o regiones en las que no penetrarían las corrientes de fluido. La altura del líquido es aproximadamente igual al diámetro del tanque. Los rodetes o agitadores van instalados sobre un eje suspendido en la parte superior, el cual ésta accionado por un motor, a veces directamente conectado al mismo pero más frecuentemente acoplado a un sistema reductor de velocidad, también pueden incorporarse accesorios tales como: tubuladuras de entrada y salida de serpentines, encamisados y vainas para termómetros u otros instrumentos de medida de temperatura. (McCabe y Smith, 1991)

Los agitadores de rodetes se dividen (según McCabe y Smith, 1991) en dos clases:

- o *Rodetes de flujo axial:* Son aquellos que generan corrientes paralelas al eje del rodete.
- o *Rodetes de flujo radial:* Son los que generan corrientes en dirección tangencial o radial al eje del rodete.

A continuación se presentan (según McCabe y Smith, 1991) los tres principales tipos de agitadores y se muestran en la figura 2.2:

- o *Hélices:* Es un agitador con flujo axial y alta velocidad que se utiliza para líquidos de baja viscosidad.
- o *Palas:* Son agitadores empleados para agitaciones eficaces y sencillas de dos o más palas, frecuentemente estas palas pueden presentar inclinación para variar el patrón de flujo.

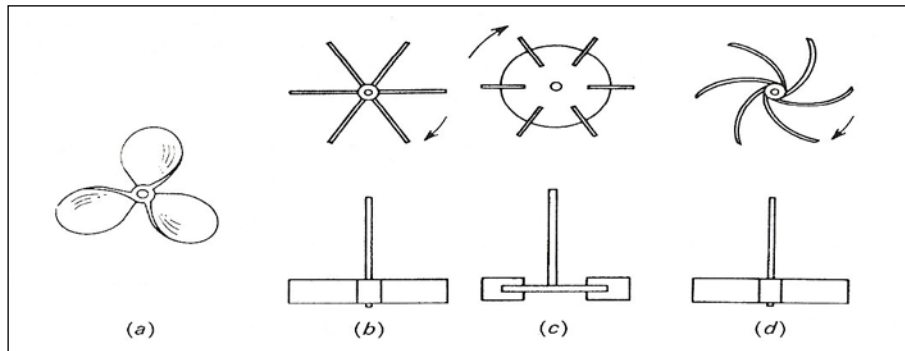


Figura 2.2. Rodetes de mezcla: (a) hélice marina de tres palas; (b) turbina abierta de palas rectas; (c) turbina de disco con patas; (d) turbina abierta de palas curvas.

Fuente: McCabe (1991)

- o *Turbina:* Estos agitadores son eficaces para un amplio intervalo de viscosidades. En líquidos de baja viscosidad estos rodets generan fuertes turbulencias dentro del tanque, destruyendo bolsas de fluido estancado, zonas de corrientes rápidas, elevada turbulencia e intensa cizalladura. Las corrientes principales son radiales y tangenciales.

Para el diseño estándar de una turbina se tomó en cuenta la siguiente figura:

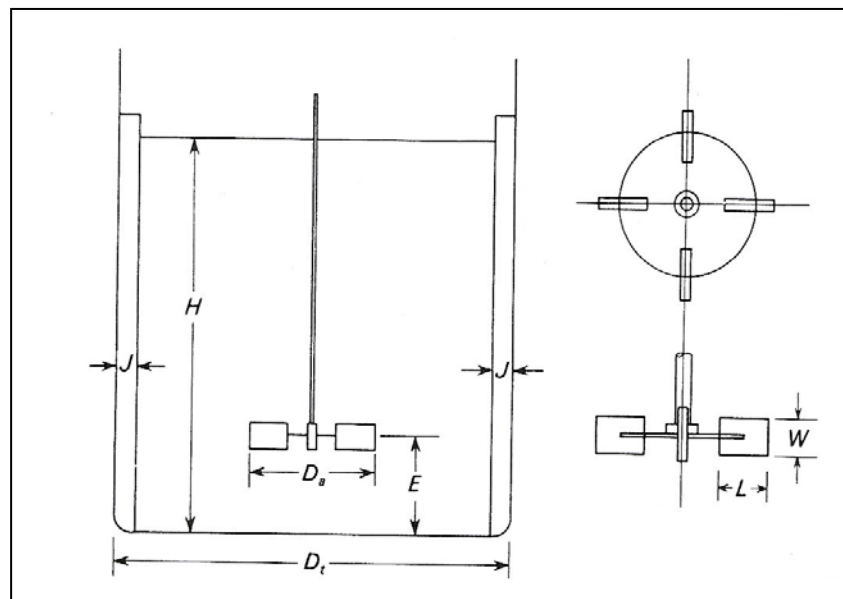


Figura 2.3. Medidas de un agitador de turbina

Fuente: McCabe (1991)

Y se emplearon (según McCabe y Smith, 1991), las siguientes relaciones:

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad (2.4)$$

Donde:

D_a : Diámetro de las turbina (cm).

D_t : Diámetro del tanque (cm).

$$\frac{H}{D_t} = 1 \quad (2.5)$$

Donde:

H: Altura del tanque (cm).

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \quad (2.6)$$

Donde:

J: Espesor de los deflectores (mm).

$$\frac{E}{D_a} = 1 \quad (2.7)$$

Donde:

E: Altura desde el fondo del tanque hasta la altura media de la paleta (mm).

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad (2.8)$$

Donde:

W: Ancho de la paleta (mm).

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \quad (2.9)$$

Donde:

L: Longitud de la paleta (mm).

c) *Sedimentador*

Con frecuencia es un sencillo tanque de decantación continuo por gravedad. Con líquidos que se emulsionan fácilmente y que tienen densidades aproximadamente iguales, puede ser necesario hacer pasar la descarga del mezclador a través de un

tamiz o una masa de fibra de vidrio para que puedan coalescer las gotas de la fase dispersa antes de que sea posible la sedimentación por gravedad según la figura 2.4.

En algunos casos, el mezclado y sedimentado ocurren en el mismo tanque. Si, como es habitual, se requieren varias etapas de contacto, se utiliza un tren de mezcladores-sedimentadores que pueden operar de la siguiente forma:

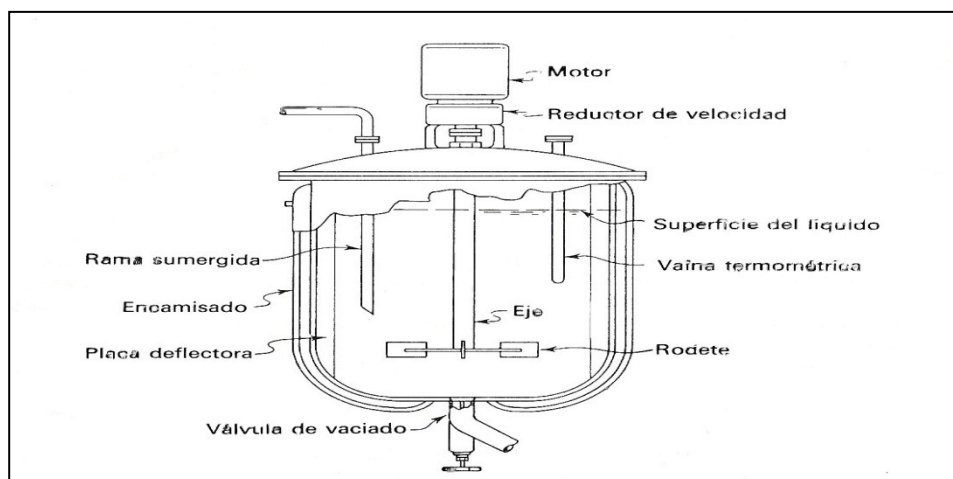


Figura 2.4. Tanque típico de proceso con agitación

Fuente: McCabe (1991)

- *Extracción en una sola etapa*

La alimentación de masa F (masa, si es por lotes), o F (masa/tiempo, si es continua), contiene a la sustancia A y C a x_F fracción peso de C . Ésta se pone en contacto con la masa S_1 (o masa/tiempo) de un disolvente, principalmente B , que contiene y_S fracción peso de C , para dar el extracto en el equilibrio E_1 y el refinado R_1 en masa o masa/tiempo. (Treybal, 1998)

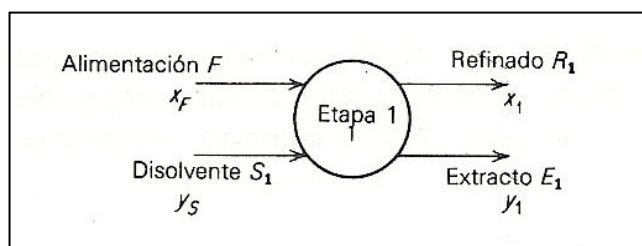


Figura 2.5. Diagrama de extracción de una sola etapa.

Fuente: Treybal (1998)

El balance de masa para una etapa es (según Treybal, 1998), el siguiente:

$$F + S = M_1 = E_1 + R_1 \quad (2.10)$$

Y el balance por componentes es (según Treybal, 1998), el siguiente:

$$x_F \cdot F + y_S \cdot S = x_{M_1} \cdot M_1 \quad (2.11)$$

$$x_1 \cdot R_1 + y_1 \cdot E_1 = x_{M_1} \cdot M_1 \quad (2.12)$$

Donde los valores de las composiciones son sacadas del diagrama ternario de una sola etapa, que es el siguiente:

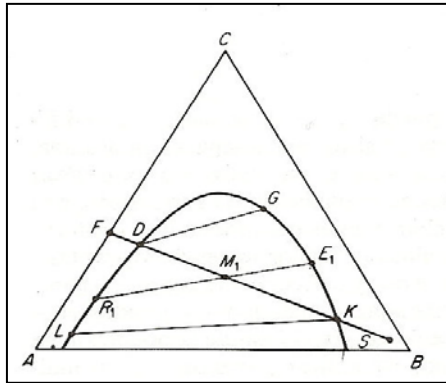


Figura 2.6. Diagrama ternario para una separación de una sola etapa.

Fuente: Treybal (1998)

- *Flujo Cruzado varias etapas*

Ésta es una ampliación de la extracción en una sola etapa, en la cual el refinado se pone sucesivamente en contacto con disolvente fresco; puede hacerse continuamente o en lotes. Se obtiene un refinado final y los extractos pueden combinarse para obtener el extracto compuesto, utilizando tantas etapas se deseen. (Treybal, 1998)

A continuación se presenta el diagrama de la extracción a flujo cruzado en varias etapas:

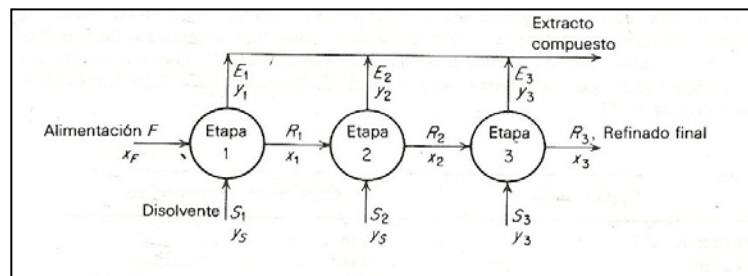


Figura 2.7. Diagrama de extracción flujo cruzado en varias etapas.

Fuente: Treybal (1998)

El balance de masa para la primera etapa es (según Treybal, 1998), el siguiente:

$$F + S = M_1 = E_1 + R_1 \quad (2.13)$$

Y el balance por componentes es (según Treybal, 1998), el siguiente:

$$x_F \cdot F + y_S \cdot S = x_{M_1} \cdot M_1 \quad (2.14)$$

$$x_1 \cdot R_1 + y_1 \cdot E_1 = x_{M_1} \cdot M_1 \quad (2.15)$$

Para las etapas siguientes la alimentación es el refinado de la etapa anterior quedando así (según Treybal, 1998), los balances:

$$R_i + S = M_{i+1} = E_{i+1} + R_{i+1} \quad (2.16)$$

Y los balances por componentes vienen dados (según Treybal, 1998), por:

$$x_i \cdot R_i + y_s \cdot S = x_{M_{i+1}} \cdot M_{i+1} \quad (2.17)$$

$$x_{i+1} \cdot R_{i+1} + y_{i+1} \cdot E_{i+1} = x_{M_{i+1}} \cdot M_{i+1} \quad (2.18)$$

Donde los valores de las composiciones son sacadas del diagrama ternario de una sola etapa que es el siguiente:

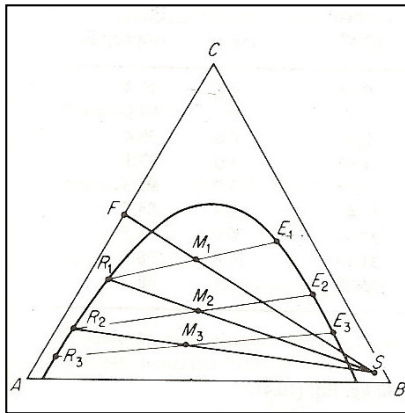


Figura 2.8. Diagrama ternario para una separación de varias etapas.

Fuente: Treybal (1998)

- *Extracción en contracorriente*

Para este caso las corrientes de extracto y refinado fluyen de etapa a etapa a contracorriente proporcionando dos productos finales, el refinado R_{Np} y el extracto E_1 . Para cierto grado de separación, este tipo de operación requiere menos etapas para una cantidad dada de disolvente, o menos disolvente para un número fijo de etapas que los métodos a corriente cruzada descritos anteriormente. La figura 2.9 presenta el diagrama de la extracción a flujo contracorriente en varias etapas. (Treybal, 1998).

El balance de masa para la primera etapa es (según Treybal, 1998), el siguiente:

$$F + S = M_1 = E_1 + R_{Np} \quad (2.19)$$

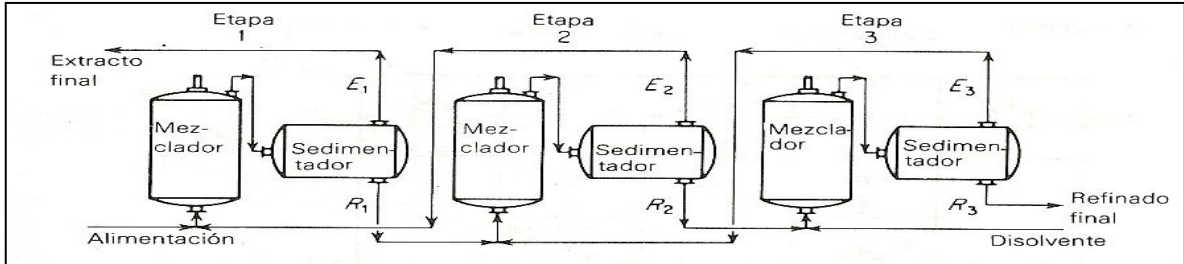


Figura 2.9. Diagrama de extracción flujo contracorriente para varias etapas.

Fuente: Treybal (1998)

Y el balance por componentes es (según Treybal, 1998), el siguiente:

$$x_F \cdot F + y_S \cdot S = x_{M_1} \cdot M_1 \quad (2.20)$$

$$x_1 \cdot R_1 + y_1 \cdot E_1 = x_{M_1} \cdot M_1 \quad (2.21)$$

Para las etapas siguientes la alimentación es el refinado de la etapa anterior quedando (según Treybal, 1998), los balances:

$$R_i + S = M_{i+1} = E_{i+1} + R_{i+1} \quad (2.22)$$

Y los balances por componentes vienen dados por:

$$x_i \cdot R_i + y_S \cdot S = x_{M_{i+1}} \cdot M_{i+1} \quad (2.23)$$

$$x_{i+1} \cdot R_{i+1} + y_{i+1} \cdot E_{i+1} = x_{M_{i+1}} \cdot M_{i+1} \quad (2.24)$$

Donde los valores de las composiciones son sacadas del diagrama ternario de una sola etapa que se muestra en la siguiente figura:

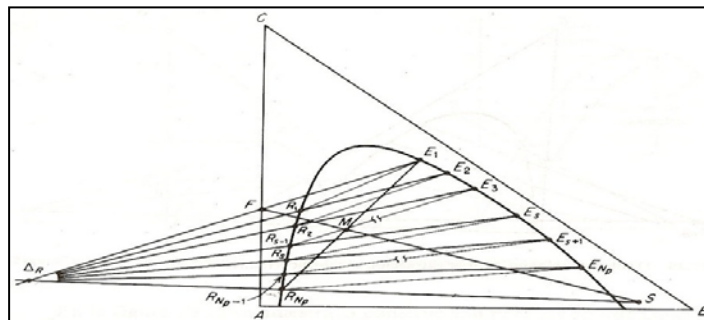


Figura 2.10. Diagrama ternario para una separación a contracorriente de varias etapas.

Fuente: Treybal (1998)

CAPÍTULO III: MARCO METODOLÓGICO

En esta sección se desarrolla de forma detallada las actividades y herramientas metodológicas empleadas para alcanzar el cumplimiento de los objetivos.

En base a los objetivos planteados, la investigación a nivel de profundidad es de tipo proyecto factible, ya que el propósito es diseñar un equipo de extracción líquido-líquido a escala piloto.

La estrategia es de tipo experimental, ya que se realizan tomas de datos manipulando las variables necesarias para la separación óptima de una mezcla de tres componentes.

Para el desarrollo sistemático de la investigación se deben llevar a cabo las siguientes etapas:

- ✦ Establecimiento de las condiciones de operación del modulo de extracción líquido-líquido a fin de seleccionar el equipo más adecuado a ser instalado así como también su dimensionamiento.
- ✦ Estimación de los gastos reportados por una operación del módulo de extracción, a fin de realizar un estudio de costos requeridos para su funcionamiento.
- ✦ Realización de la instalación y puesta en marcha del módulo de extracción a fin de evaluar el comportamiento del equipo.
- ✦ Realización de la evaluación técnica al sistema para verificar las condiciones de operación establecidas previamente.
- ✦ Establecimiento de las condiciones de operación obtenidas a través de la evaluación a fin de estandarizar los accesorios empleados en la integración del sistema de plantas piloto.

3.1 ESTABLECIMIENTO DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL MÓDULO DE EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO

En este objetivo se realiza una búsqueda de información relacionada con las variables involucradas con el diseño y dimensionamiento de los equipos de extracción líquido-líquido. Para ello se recopila material bibliográfico de sitios web, libros y/o

asesoramiento profesional; dicha información recopilada se emplea para la construcción de una matriz de selección, la cual analiza los siguientes parámetros:

- *Tipo de operación.*
- *Tipo de equipo.*
- *Tipo de agitación.*
- *Costo.*
- *Factibilidad técnica.*

Se debe tener en cuenta que estos parámetros antes mencionados se analizan de dos formas distintas, por ejemplo para escoger el tipo de operación y el tipo de equipo se plantea un árbol de alternativas como sigue:

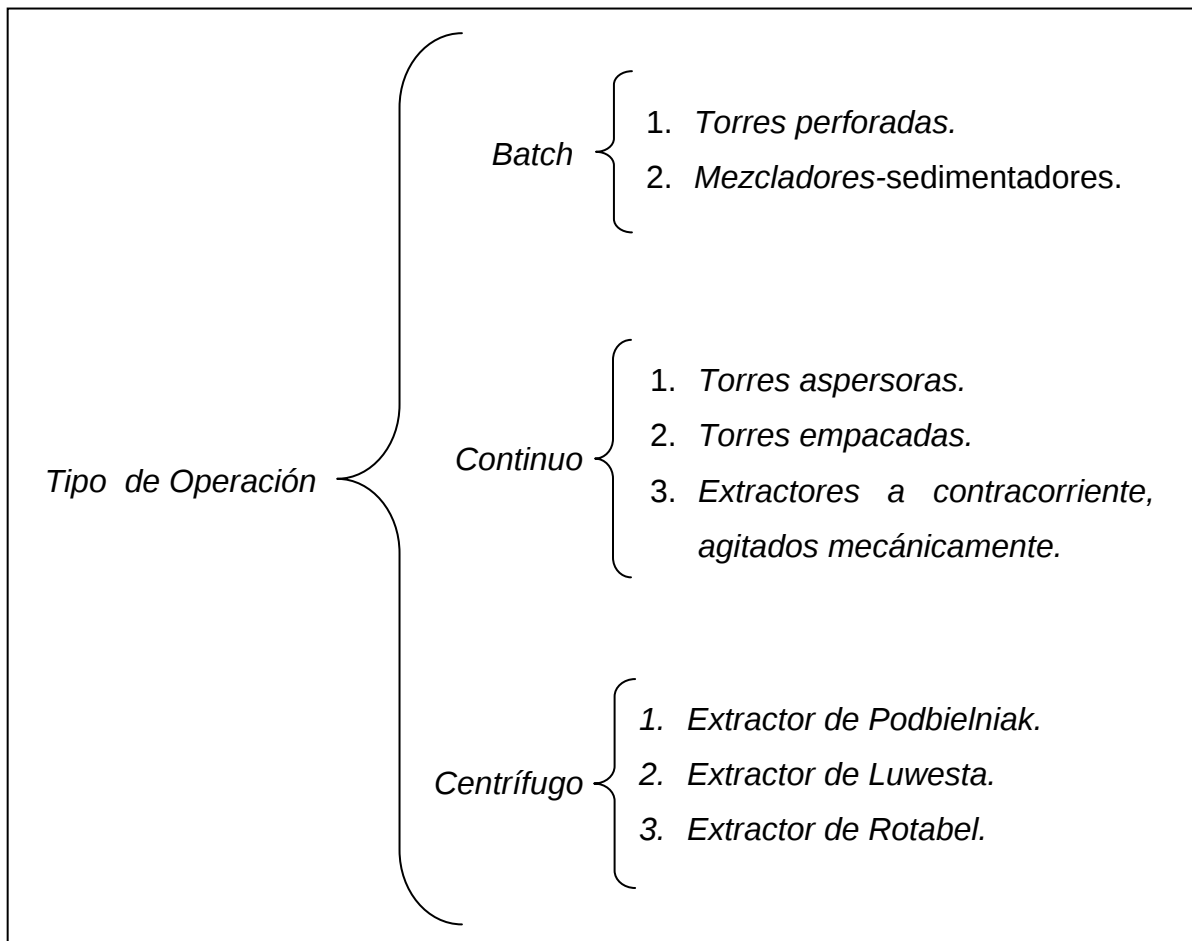


Figura 3.1. Árbol de alternativas para la selección del tipo de operación y equipo.

Para seleccionar la ergonomía del equipo de extracción se toman en cuenta los parámetros relacionados a ésta, y se realiza una matriz de selección que es la siguiente:

Tabla 3.1.
Matriz para seleccionar los parámetros relacionados
a la ergonomía de equipo.

Parámetro/Equipo	<i>Recipientes o Tanques</i>	<i>De flujo o tubería</i>
<i>Tipo de Agitación</i>		
<i>Factibilidad Técnica</i>		
<i>Costos</i>		
TOTAL		

Posteriormente se construye una matriz de selección para determinar el material a emplear para el diseño de los tanques de mezclado y sedimentación la cual se muestra en la tabla 3.2, tomándose en cuenta los siguientes parámetros:

- *Material.*
- *Costos.*
- *Tiempo de construcción.*
- *Resistencia a agentes químicos.*

Una vez preseleccionado el equipo y el material para diseñarlo, se procede a la realización de un estudio de los posibles sistemas, construyéndose una nueva matriz de selección, la cual se basa en recopilación de información obtenida de manera similar a la antes mencionada. Los parámetros analizados para escoger el sistema ternario según la tabla 3.3 fueron los siguientes:

- *Costos.*
- *Accesibilidad.*
- *Método para el análisis del soluto.*
- *Recuperación del solvente.*
- *Toxicología.*
- *Volatilidad.*

Tabla 3.2.

Matriz de selección para determinar el material a emplear en el diseño de los tanques de mezclado y sedimentación del equipo de extracción líquido-líquido.

Parámetro/Material	<i>Vidrio</i>	<i>Isopropileno</i>	<i>Acero Inoxidable</i>
<i>Costos</i>			
<i>Tiempo de Construcción</i>			
<i>Resistencia a Agentes Químicos</i>			
TOTAL			

Se debe tener en cuenta lo siguiente para la selección del sistema ternario:

- *La numeración va del 1 al 5, donde 1 representa el peor de los índices, representa al sistema ternario más tóxico o más volátil o más costoso, o más difícil de adquirir, y 5 el menos costoso, volátil o tóxico.*
- *Los costos son un factor realmente influyente en la selección del sistema ternario.*
- *La toxicología es un factor a tomar en cuenta pero, debido a que los sistemas ternarios en estudio presentan un patrón casi constante de toxicidad, no se ha establecido una diferencia notable entre los sistemas.*
- *El método de análisis es importante ya que cambia el método operatorio con mucha facilidad, es por esto que se prefieren los sistemas en los cuales las puedan realizar titulaciones en vez de cromatografías de gases.*

Una vez seleccionado los parámetros ligados a la selección del equipo se plantean los parámetros de operación bajo los cuales se desea trabajar, para esto se toman en cuenta los siguientes parámetros:

- *Costos de los reactivos a emplear.*
- *Tiempo de duración de una operación.*

Tabla 3.3.
Matriz de selección para el sistema ternario a emplear
para realizar la extracción líquido-líquido

Parámetro/Sistema	<i>Agua-Acetona- Acetato de Etilo</i>	<i>Agua- Acetona- Tricloroetano (1,1,2)</i>	<i>Agua-Acido Acético-Acetato de Etilo</i>	<i>Agua-Acido Acético- Tricloroetileno</i>	<i>Agua-Acido Acético-Tolueno</i>
<i>Costos</i>					
<i>Accesibilidad</i>					
<i>Método para el Análisis del Soluta</i>					
<i>Recuperación del Solvente</i>					
<i>Toxicología</i>					
<i>Volatilidad</i>					
TOTAL					

Para lograr determinar los parámetros que servirán como medio de control se analizan las variables que se estudian al momento de realizar la toma de datos y los cálculos, y se escoge aquel que influya más en el proceso.

3.2 ESTIMACIÓN DE LOS COSTOS DE INSTALACIÓN Y OPERACIÓN DEL MÓDULO DE EXTRACCIÓN

Una vez seleccionado el equipo y el sistema ternario a emplear se procede a estimar el costo de los materiales y accesorios requeridos para la instalación. Para ello se visitaron diversos establecimientos comerciales a fin de obtener los presupuestos más accesibles. Después de haber obtenido los costos requeridos se evalúa mediante una cuantificación de materia prima, tiempo y energía el costo que implica llevar a cabo una operación, para esto se emplean las ecuaciones reportadas en el capítulo 2.

3.3 REALIZACIÓN DE LA INSTALACIÓN Y PUESTA EN MARCHA DEL MÓDULO DE EXTRACCIÓN

Para realizar este objetivo se realizan inventarios de los materiales requeridos y de los materiales disponibles para el diseño del equipo; para diseñar las dimensiones de los tanques de mezclado se tomó en cuenta la ecuación siguiente:

$$H_T = \frac{4 \cdot V_T}{\pi \cdot D_T^2} \quad (3.1)$$

Donde:

H_T : Altura del tanque (cm).

V_T : Volumen del tanque (cm³).

D_T : Diámetro del Tanque (cm).

Tomando en cuenta (según McCabe, 1991) la siguiente relación:

$$\frac{D_T}{H_T} = 0,8 \quad (3.2)$$

La ecuación 3.2 queda así:

$$H_T = \sqrt[3]{\frac{6,25 \cdot V_T}{\pi}} \quad (3.3)$$

Luego se realiza el cálculo para reducir el número de revoluciones del sistema de agitación, mediante la siguiente ecuación siguiente:

$$N_{Polea} = \left(\frac{D_{P_M}}{D_{Polea}} \right) \cdot N_M \quad (3.4)$$

Una vez hecho el cálculo de la velocidad se determina el número de Reynolds empleando la ecuación (según McCabe, 1991) siguiente:

$$N_{Re} = \frac{D_A^2 \cdot N_{Polea} \cdot \rho_M}{\mu_M} \quad (3.5)$$

Una vez obtenido el valor del número de Reynolds se emplean la tabla C.7 para leer el número de potencia N_P . Como en este caso, el tanque no posee deflectores, se procede a corregir el número de potencia, leyendo los valores de “a” y “b” mediante la tabla C.8, los cuales son sustituidos posteriormente mediante el cálculo del valor “m” como se muestra (según McCabe, 1991) a continuación:

$$m = \left(\frac{a - \log_{10} N_{Re}}{b} \right) \quad (3.6)$$

Luego se procede a determinar el número de Froude mediante (según McCabe, 1991) la siguiente ecuación:

$$N_{Fr} = \frac{D_A \cdot N_{Polea}^2}{g} \quad (3.7)$$

Se corrige el número de potencia (según McCabe, 1991) de la siguiente forma:

$$N_{P_{Corregido}} = N_P \cdot N_{Fr}^m \quad (3.8)$$

Finalmente, se determina la potencia requerida por el motor empleando (según McCabe, 1991) la siguiente ecuación:

$$P = \frac{D_A^5 \cdot N_{P_{Corregido}} \cdot N^3 \cdot \rho}{g} \quad (3.9)$$

Ya determinada la potencia necesaria para la agitación, se debe adquirir un motor que cumpla con la potencia requerida, o emplear un motor de mayor potencia.

3.4 REALIZACIÓN DE LA EVALUACIÓN TÉCNICA AL SISTEMA

Para cumplir con este objetivo se debe primeramente tener en cuenta la realización de los métodos operatorios (ver Apéndice D) del equipo, ya que se trabaja a flujo cruzado y a flujo en contracorriente.

Además de tener en cuenta el método operatorio se debe disponer de las tablas que permiten reportar todos aquellos parámetros requeridos y necesarios para realizar la evaluación del equipo así como también los diagramas para una mejor visualización del proceso, las tablas 3.4 y 3.5 se emplean para la recolección de datos necesarios para la evaluación del equipo operando a flujo cruzado y las tablas 3.6 y 3.7 para la recolección de datos para la evaluación del equipo operando a flujo contracorriente.

Para llevar a cabo la evaluación técnica del equipo se realizan cinco corridas experimentales en flujo cruzado y tres corridas para flujo contracorriente. Para realizar las pruebas de flujo cruzado se prepara 500 mL de alimentación, se añade al primer mezclador, se le añade solvente en proporción 1:10, se mezcla, se sedimenta y posteriormente se pesan los refinados, se toman alícuotas del refinado para realizar las pruebas de determinación del punto de viraje y de densidad. Luego se toma el refinado de la primera etapa como la alimentación de la segunda etapa, se repite el procedimiento hasta alcanzar la tercera etapa.

Para flujo contracorriente la extracción se realiza siguiendo el método presentado en la figura 3.2 hasta alcanzar las etapas 1 y 2, a las cuales se les realizan las pruebas antes mencionadas (punto de viraje, peso y densidad de los refinados).

Cabe destacar que tanto para la realización de los cálculos teóricos como experimentales, es necesaria la determinación del volumen de la alimentación a partir de la siguiente ecuación:

$$V_F = V_{Sto} + V_{H_2O} \quad (3.10)$$

Posteriormente se determina la densidad de la alimentación tal como se muestra a continuación:

$$\rho_F = \frac{V_{Sto}}{V_F} \cdot \rho_{Sto} + \frac{V_{H_2O}}{V_F} \cdot \rho_{H_2O} \quad (3.11)$$

Para determinar la cantidad de alimentación y la cantidad de solvente requerido se usan las siguientes ecuaciones respectivamente:

$$F = V_F \cdot \rho_F \quad (3.12)$$

$$S = V_S \cdot \rho_S \quad (3.13)$$

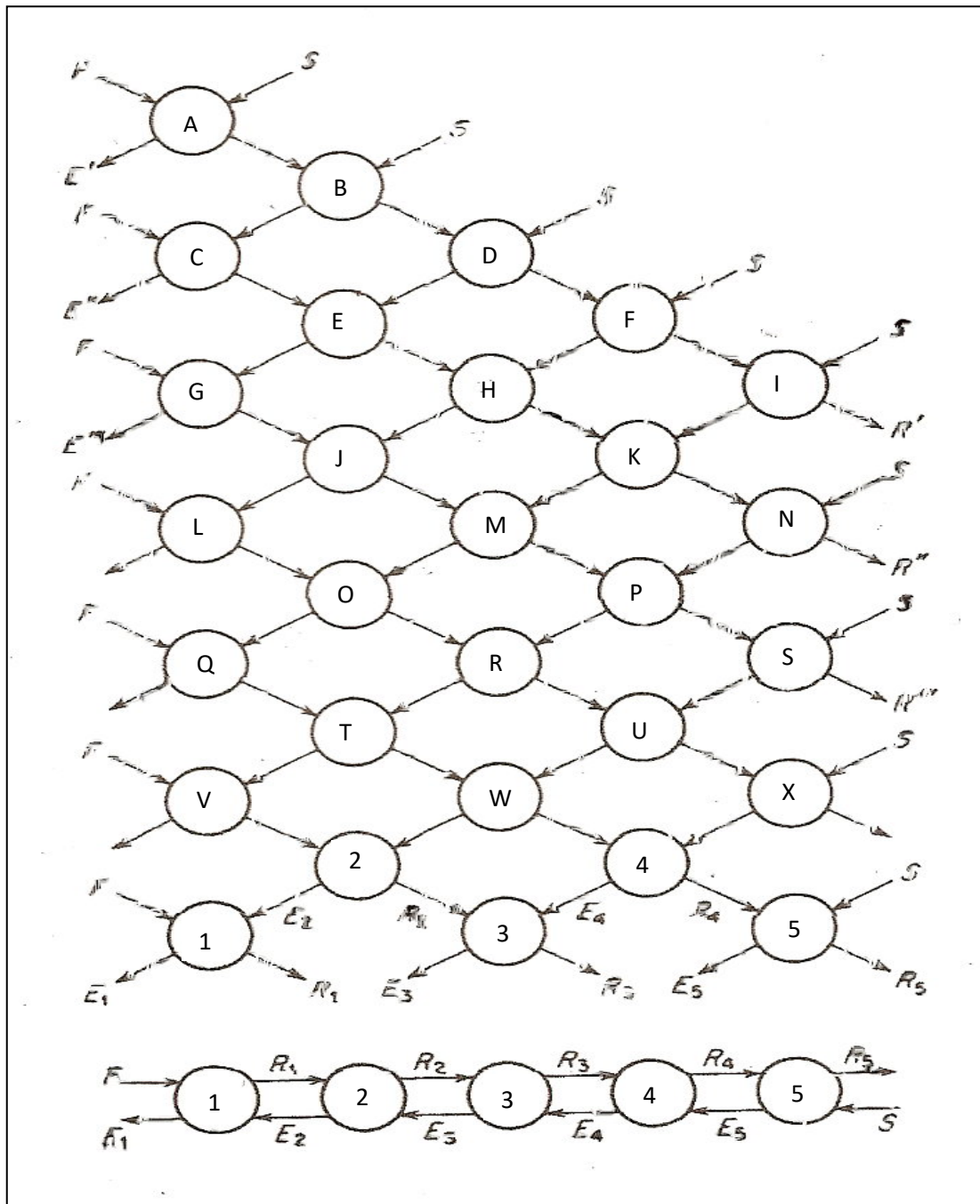


Figura 3.2. Simulación por lotes de una cascada a contracorriente

Fuente: Treybal (1998)

Es muy importante calcular la concentración del soluto en la alimentación, para poder representarla en el diagrama ternario, la cual se obtiene mediante (según Treybal, 1998), la siguiente expresión:

$$X_F = \frac{V_{Sto} \cdot \rho_{Sto}}{F} \quad (3.14)$$

Ya calculadas las cantidades de alimentación y solvente, se obtiene la cantidad de mezcla a partir de (según Treybal, 1998), la siguiente expresión:

$$M = F + S \quad (3.15)$$

Al recolectar el refinado se deben tomar alícuotas de 5ml para hallar la concentración del soluto en la solución. Es necesario conocer el volumen gastado para alcanzar el punto de viraje de cada alícuota, y luego empleando la ecuación 3.16, se obtiene el volumen promedio de hidróxido de sodio empleado para alcanzar el punto de viraje.

$$V_{P_{NaOH}} = \left(\frac{\sum_{i=1}^n V_{NaOH}}{n} \right) \quad (3.16)$$

Después de haber obtenido el valor del volumen promedio, se procede a determinar la concentración del soluto en el refinado mediante la siguiente expresión:

$$C_{R_i} = \left(\frac{V_{P_{NaOH}} \cdot C_{NaOH}}{V_{MR_i}} \right) \quad (3.17)$$

Luego de haber obtenido la concentración del soluto en el refinado experimentalmente, se calcula la cantidad del refinado R, usando el peso molecular del soluto y el volumen del refinado, a través de la siguiente expresión:

$$R_i = V_{R_i} \cdot \rho_{R_i} \quad (3.18)$$

Donde la densidad del refinado se obtiene mediante el cálculo del volumen promedio del picnómetro lleno como sigue a continuación:

$$M_{PRO_{pic}} = \left(\frac{\sum_{i=1}^n M_{Pic_{LLENO}}}{n} \right) \quad (3.19)$$

Tabla 3.4.

**Datos recolectados para realizar el estudio del equipo
de extracción liquido-liquido a flujo cruzado.**

<i>Refinado</i>	<i>Volumen del refinado extraído ($V \pm 0,05$) mL</i>	<i>Volumen de la alícuota ($V \pm 0,05$) mL</i>			<i>Volumen de hidróxido de sodio ($V \pm 0,05$) mL</i>		
		V_A	V_B	V_C	V_1	V_2	V_3
1							
2							
3							

Presión ambiente: ($\pm 0,05$) mmHg.

Temperatura ambiente: ($\pm 0,05$) °C.

Concentración del NaOH: ($\pm 0,001$) N.

Masa del beaker 1: ($\pm 0,001$) g.

Masa del beaker 2: ($\pm 0,001$) g.

Masa del beaker 3: ($\pm 0,001$) g.

Tabla 3.5.

**Datos requeridos para el cálculo de la densidad de los
refinados obtenidos a flujo cruzado.**

<i>Refinado</i>	<i>Masa del picnómetro lleno ($M \pm 0,001$) g</i>
1	
2	
3	

Presión ambiental: ($\pm 0,05$) mmHg.

Temperatura ambiente: ($\pm 0,05$) °C.

Masa del picnómetro vacío: ($\pm 0,0001$) Kg.

Volumen del picnómetro:

Tabla 3.6.
Datos recolectados para realizar el estudio del equipo de extracción líquido-líquido a flujo contracorriente.

<i>Refinado</i>	<i>Volumen del refinado extraído</i> <i>(V ± 0,05) mL</i>	<i>Volumen de la alícuota</i> <i>(V ± 0,05) mL</i>		<i>Volumen de hidróxido de sodio</i> <i>(V ± 0,05) mL</i>	
		<i>V_A</i>	<i>V_B</i>	<i>V₁</i>	<i>V₂</i>
<i>1</i>					
<i>2</i>					

Presión ambiente: (± 0,05) mmHg.

Temperatura ambiente: (± 0,05) °C.

Concentración del NaOH: (± 0,001) N.

Masa del beaker 1: (± 0,001) g.

Masa del beaker 2: (± 0,001) g.

Masa del beaker 3: (± 0,001) g.

Tabla 3.7.
Datos requeridos para el cálculo de la densidad de los refinados obtenidos a flujo contracorriente.

<i>Refinado</i>	<i>Masa del picnómetro lleno</i> <i>(M ± 0,0001) g</i>	
<i>1</i>		
<i>2</i>		

Presión ambiental: (± 0,05) mmHg.

Temperatura ambiente: (± 0,05) °C.

Masa del picnómetro vacío: (± 0,0001) Kg.

Volumen del picnómetro:

Para luego finalmente determinarla mediante la siguiente ecuación:

$$\rho_R = \left(\frac{M_{PRO_{PIC}} - M_{PIC_{VACIO}}}{V_{PIC}} \right) \quad (3.20)$$

Posteriormente se calcula composición de soluto en el refinado según:

$$x_i = \left(\frac{C_{R_i} \cdot V_{R_i} \cdot PM_{Sto} \cdot 1L}{1000mL \cdot R_i} \right) \quad (3.21)$$

Al finalizar las pruebas, es importante calcular el porcentaje de extracción por etapas mediante la siguiente expresión:

$$\%Ext_{Etapa_{i+1,i}} = \frac{M_{Sto_{E_i+1}}}{M_{Sto_{F_i}}} \cdot 100 \quad (3.22)$$

Y finalmente el porcentaje de desviación entre los valores teóricos y experimentales para evaluar el comportamiento del equipo de extracción líquido-líquido, mediante una sencilla expresión representada a continuación:

$$\%Desv = \left(\frac{|Valor_{TEÓRICO} - Valor_{EXPERIMENTAL}|}{Valor_{TEÓRICO}} \right) \cdot 100 \quad (3.23)$$

3.5 ESTABLECIMIENTO DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN OBTENIDAS A TRAVÉS DE LA EVALUACIÓN

Para cumplir este objetivo se realizan las pruebas experimentales antes mencionadas, luego se comparan los datos bibliográficos con los datos obtenidos de manera experimental, se realiza una comparación para determinar el tiempo y la materia prima necesaria para llevar a cabo una extracción mediante el cálculo del porcentaje de extracción, el cual garantice el menor consumo de energía, materia y tiempo. Posteriormente se estudian principalmente las sustancias que se van a emplear para realizar la extracción, así como el tiempo de residencia de estas sustancias dentro de los equipos y accesorios, luego se realizan matrices de selección, como la empleada para seleccionar el material de los tanques, y pruebas a los materiales de los accesorios que se desean emplear. Para realizar estas pruebas se sometieron muestras de los materiales a dos factores:

- *Tiempo.*
- *Ataque Químico.*

Se toman en cuenta los materiales que presentan la mayor resistencia (se analizan cualitativamente las muestras), y teniendo en cuenta las comparaciones realizadas anteriormente se procede a estandarizar los accesorios, tiempo y materia prima a emplear en una operación, los cuales serán reportados en forma de lista.

CAPÍTULO IV: PRESENTACION Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

En esta sección se presentan los resultados obtenidos al cumplir los objetivos propuestos y la explicación detallada de todos aquellos aspectos ligados al desarrollo de la metodología, así como también la discusión de los resultados obtenidos al resolver cada uno de los objetivos.

4.1 CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL MÓDULO DE EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO

Para realizar este objetivo se planteó un árbol de alternativas, el cual fue presentado en el capítulo anterior; de dicho árbol se analizaron las implicaciones que conlleva realizar los equipos antes planteados según el tipo de operación y el tipo de equipo, para esto se tomó en cuenta que:

- *Las operaciones continuas y centrífugas requieren grandes cantidades de soluto y solvente, así como también de energía y un sistema de control óptimo, es por eso que la alternativa de realizar un proceso por batch fue la más destacada.*
- *El diseño de las torres requiere mayores gastos económicos.*
- *El equipo de mezcladores-sedimentadores ofrece mejores características didácticas y otras aplicaciones que la torre de platos perforados, ya que realizar la práctica de extracción líquido-líquido fortalece los conocimientos adquiridos en transferencia de masa, además podrían realizarse pruebas relacionadas al tratamiento de aguas (pruebas de jarras).*

Al estudiar estos aspectos se puede observar que implementar un equipo de extracción de mezcladores-sedimentadores ofrece mejores beneficios, además permite la disposición de un equipo versátil que puede ser empleado para diversas aplicaciones, de fácil manipulación y mantenimiento. Teniendo en cuenta estos puntos se procede a realizar la selección del tipo de ergonomía que será empleada en el diseño de equipo; para ello se realizó la ponderación de los parámetros de la matriz de selección representada por la tabla 4.1; para esto se tomó en cuenta lo siguiente:

- Se ponderó en base a 5 puntos, donde 1 representa la opción menos viable, 3 representa una opción aceptable, y 5 representa la mejor opción.
- El tipo de agitación se refiere al mecanismo o energía que debe emplearse para realizar la mezcla de las sustancias, teniendo en cuenta esto, se puede decir que los equipos de flujo o tubería requieren de bombas y extensas longitudes de tubería para lograr que las fases entren en contacto óptimo, a diferencia de los tanques agitados, los cuales disponen de una agitación mecánica, la cual si bien requiere un diseño adicional, permite un mejor mezclado y en menor tiempo.
- El termino factibilidad técnica se refiere al tiempo, materiales, dimensiones, y mano de obra requerida para la implementación del equipo, es por esto que el diseño de los tanques resultó ser el más adecuado ya que se puede disponer de recipientes a los cuales se les pueden realizar modificaciones para obtener la ergonomía deseada, así como también se realizó el diseño mecánico del sistema de agitación que consta de un estructura metálica que dispone de poleas y agitadores. Para el caso de flujo o tubería se puede observar que fue la opción menos viable, ya que se debería diseñar un complejo sistema de bombas, tuberías y accesorios que garanticen el mezclado de las sustancias, así mismo se debe tomar en cuenta que para este tipo de equipo los grados de dispersión, la transferencia de masa y el área interfacial de contacto disminuyen a medida que decae la rapidez de la corriente, ya que el tiempo de contacto es relativamente corto.
- En cuanto a costos se puede apreciar que la instalación del sistema de agitación, la estructura de soporte de los tanques y los tanques de mezclado y sedimentación, son menores en relación a los gastos requeridos para la implementación del sistemas de bombeo, tubería y accesorios necesarios sólo para el mezclado de las sustancias, además este sistema también requiere una estructura de soporte, lo cual implica mayores gastos. Al analizar éste y los puntos anteriores se obtiene:

Tabla 4.1.
Matriz para seleccionar los parámetros relacionados
a la ergonomía de equipo.

Parámetro/Equipo	<i>Recipientes o tanques</i>	<i>De flujo o tubería</i>
<i>Tipo de agitación</i>	5	2
<i>Factibilidad técnica</i>	5	1
<i>Costos</i>	4	2
TOTAL	14	5

Como puede apreciarse, la opción más adecuada para ser instalada es implementar tanques de mezclado y sedimentación. Una vez seleccionado el tipo de equipo se procede a analizar el material con el cual se desea diseñar los tanques, para ello se realizó la ponderación de los parámetros de la matriz de selección representada por la tabla 4.2; para esto se tomó en cuenta lo siguiente:

- *En cuanto a costos, se hace referencia a los gastos relacionados al material, mano de obra y modificaciones realizadas a la apariencia física original del recipiente. Teniendo en cuenta la forma cilíndrica de los tanques, los costos asociados al acero inoxidable eran altos, ya que se debía adquirir láminas de acero, luego cortarlas y soldarlas para obtener el tanque, sin olvidar que el costo de las láminas varía según el espesor. Tanto para el vidrio como para el polipropileno se tomó en cuenta que se pueden adquirir recipientes los cuales con una simple modificación pueden cumplir la función deseada. Aunque el vidrio es más económico que el polipropileno, los costos asociados a las modificaciones son relativamente altos comparados con los requeridos por el polipropileno, siendo este último la mejor opción.*
- *El tiempo de construcción se refiere al tiempo empleado para realizar las modificaciones al material seleccionado a fin de obtener los tanques de mezclado y sedimentación, en el caso del acero inoxidable este tiempo era mucho mayor ya que se tenía que disponer de las láminas, cortarlas y soldarlas, en cambio para el*

material de vidrio y polipropileno ya se disponía de los tanques (beakers), para los tres materiales era indispensable un tiempo adicional el cual era requerido para realizar la modificación necesaria para permitir el paso de fluido. En el caso del vidrio, realizar la perforación del fondo del beaker y soldarle una pieza tipo flare (ver figura 3.1) de vidrio requería de un tiempo relativamente largo comparado con el tiempo necesario para anexarle la misma pieza flare a los tanques de acero inoxidable o de polipropileno.

- En cuanto a la resistencia al ataque de los agentes químicos se puede decir que estos materiales fueron seleccionados por ser los que poseen mejor resistencia a los posibles reactivos químicos a emplear en las separaciones. Al analizar éste y los puntos anteriores se obtiene:

Tabla 4.2.

Matriz de selección para determinar el material a emplear en el diseño de los tanques de mezclado y sedimentación del equipo de extracción líquido-líquido.

Parámetro/Material	<i>Vidrio</i>	<i>Isopropileno</i>	<i>Acero inoxidable</i>
<i>Costos</i>	3	4	1
<i>Tiempo de construcción</i>	1	5	3
<i>Resistencia a agentes químicos</i>	5	5	5
TOTAL	9	14	9

Al hacer el estudio se puede observar que el material más adecuado para ser empleado en el diseño de los tanques es polipropileno. Posteriormente se realizó el estudio del sistema ternario con el cual se realizarán las pruebas a fin de evaluar el equipo de extracción líquido-líquido, para esto se realizó la ponderación de los parámetros de la matriz de selección representada por la tabla 4.3 para esto se tomó en cuenta lo siguiente:

- *La numeración va del 1 al 5, donde 1 representa el peor de los índices, representa al sistema ternario más tóxico o más volátil o más costoso, o más difícil de adquirir, y 5 el menos costoso, volátil o tóxico.*
- *Los costos son un factor realmente influyente en la selección del sistema ternario. En este aspecto se debe mencionar que en el momento de solicitar los costos de dichas sustancias, sólo se obtuvo el del ácido acético, ya que es la única que no necesita de permisos y se puede adquirir en cualquier establecimiento de materiales y reactivos para laboratorio. Cabe destacar, que a pesar de los inconvenientes surgidos se pudo conocer el costo del tolueno, con lo que fue posible la elección del sistema agua-ácido acético-tolueno.*
- *La toxicología es un factor a tomar en cuenta pero, debido a que los sistemas ternarios en estudio presentan un patrón casi constante de toxicidad, no se ha establecido una diferencia notable entre los sistemas. La elección del sistema más adecuado o menos tóxico, realmente se basó en la accesibilidad de las sustancias como se mencionó anteriormente, por lo que en este parámetro el sistema agua-ácido acético-tolueno es el recomendado.*
- *El método de análisis es importante ya que cambiará el método operatorio con mucha facilidad, es por esto que se prefieren los sistemas en los cuales se puedan realizar titulaciones en vez de cromatografías de gases. Los sistemas que poseen acetona no pueden ser titulados, debido a que no hay presencia de un ácido, por lo que es necesario un cromatógrafo de gases como método de análisis.*
- *En cuanto a la recuperación de solvente se puede decir que este parámetro influirá también en los costos asociados al sistema ternario, ya que permite determinar o en todo caso, disminuir el costo referido al uso de solvente con facilidad, para el sistema ternario agua-ácido acético-tolueno, se puede decir que la recuperación de solvente para este sistema es una opción altamente viable, ya que las diferencias entre las densidades de los compuestos y sus diferentes puntos de ebullición permitirían una separación buena y rápida del solvente a través de una destilación. Al analizar éste y los puntos anteriores se obtiene:*

Tabla 4.3.

Matriz de selección para el sistema ternario a emplear para realizar la extracción líquido-líquido.

Parámetro/Sistema	<i>Agua-acetona- acetato de etilo</i>	<i>Agua- acetona- tricloroetano (1,1,2)</i>	<i>Agua-ácido acético-acetato de Etilo</i>	<i>Agua-ácido acético- tricloroetileno</i>	<i>Agua-ácido acético-tolueno</i>
<i>Costos</i>	1	1	1	1	3
<i>Accesibilidad</i>	2	2	3	3	3
<i>Método para el análisis del soluto</i>	3	2	4	4	5
<i>Recuperación del solvente</i>	2	3	4	4	4
<i>Toxicología</i>	1	1	1	1	1
<i>Volatilidad</i>	4	4	4	4	3
TOTAL	13	13	17	17	19

Posteriormente a la selección del equipo, tipo de operación y sistema ternario, se procede a establecer las condiciones de operación, principalmente con el fin de reducir costos, minimizando el uso de reactivos y/o sustancias, bajo consumo de energía, referido a un tiempo de agitación adecuado, y por último pero sin restarle importancia, la recuperación del solvente. Por ser un equipo a escala piloto se puede decir que los volúmenes o cantidades de reactivos pueden ser pequeñas, sin establecer mediante bibliografías valores específicos, permitiendo así una mejor manipulación a la hora de realizar una operación. Para el tipo de operación flujo cruzado, el volumen de la alimentación es de 500ml, mientras que el del solvente a utilizar se rige bajo una proporción 1:10, con el fin de minimizar su uso, ya que se trabajó a tres etapas. Para el caso de flujo a contracorriente, el valor de la alimentación establecido fue de 140 ml ya que a diferencia del otro proceso, dicho valor se mantiene constante y debido a la complejidad del método, se deben usar siete alimentaciones para poder cubrir las tres etapas establecidas, no olvidando que el volumen del solvente para este caso fue de 15 ml, respetando la relación planteada anteriormente. En lo que se refiere al tiempo de agitación, se puede decir que el valor establecido para un mezclado óptimo fue de dos minutos, tomando en cuenta que el tiempo de separación de las capas en el sedimentador ocurre rápidamente.

4.2 COSTOS DE INSTALACIÓN Y OPERACIÓN DEL MÓDULO DE EXTRACCIÓN

Para alcanzar dicho objetivo fue necesario realizar un inventario de los accesorios, materiales y sustancias requeridas para su funcionamiento. Inicialmente para determinar los costos de instalación, fue esencial adquirir los presupuestos de materiales de laboratorio, reactivos, accesorios y material polimérico (ultraleno, el cual fue moldeado con la finalidad de ser utilizado para las conexiones tipo Flare de los tanques). Por otro lado se necesitó diseñar piezas de acero inoxidable tales como los ejes, agitadores y paletas, siguiendo los parámetros establecidos en la bibliografía, así como también la construcción de un esqueleto, estructura o soporte, para el sistema de agitación, motor y los tanques de mezclado y sedimentación. A continuación se

presentan de forma tabulada los costos de instalación de acuerdo a los accesorios utilizados para la instalación del equipo de extracción líquido-líquido:

Tabla 4.4.

Costos asociados a la instalación del equipo de extracción líquido-líquido.

<i>Accesorios</i>	<i>Costo BsF.</i>	<i>Unidad</i>	<i>Total BsF.</i>
<i>Pinzas Hoffman</i>	26,00	6	170,04
<i>Beaker de polipropileno 1000mL</i>	26,50	6	173,32
<i>Manguera resistente a gasolina y otros químicos</i>	6,13	3	20,05
<i>Motor de máquina de coser 100W 7000 rpm</i>	35,11	1	35,11
<i>Ultraleno</i>	1,09	10	11,88
<i>Pintura</i>	12,84	1	12,84
<i>Anticorrosivo</i>	7,07	1	7,07
<i>Unión de compresión</i>	8,72	3	28,51
<i>Tornillo prisionero Allen</i>	1,85	3	5,53
<i>Envase ámbar, tapa de metal de rosca</i>	32,70	1	32,70
<i>Espiga ¼ x 3/8</i>	3,67	1	3,67
<i>Conexión tipo “Y” 3/8</i>	3,21	1	3,21
<i>Sistema tornillo-tuerca- arandela de acero inox.</i>	1,37	18	24,77
<i>Rodamientos</i>	15,00	6	90,00
<i>Sistema de agitación (torneado, ejes, agitadores)</i>	180,00	1	180,00
<i>Estructura metálica</i>	150,00	1	150,00
<i>Poleas de doble vía</i>	55,00	2	110,00
<i>Polea de una vía</i>	35,00	1	35,00
<i>Diseño de conexiones tipo Flare</i>	10,00	6	60,00
<i>Correas</i>	6,00	3	18,00
TOTAL(BsF.)			1171,70
TOTAL (U.S.\$)			544,98

En cuanto a los costos de una operación, se tomó en cuenta las cantidades de reactivos y/o sustancias empleadas, material de vidrio y el consumo de energía del motor. A continuación se presentan de forma tabulada los costos referidos a una extracción a flujo cruzado y contracorriente:

Tabla 4.5.

Costos asociados a una operación del equipo de extracción líquido-líquido trabajando a flujo cruzado.

<i>Materia Prima</i>	<i>Costo BsF.</i>	<i>Unidad</i>	<i>Total BsF.</i>
<i>Ácido acético (1000 mL)</i>	17,60	150 mL	2,64
<i>Tolueno (1000 mL)</i>	73,20	150 mL	10,98
<i>Energía eléctrica (1kW x h)</i>	0,10	60	6,00
<i>Toallines</i>	3,90	1	3,90
<i>Jabón líquido</i>	3,00	1	3,00
<i>TOTAL(BsF.)</i>			26,52
<i>TOTAL (U.S.\$)</i>			12,35

Tabla 4.6.

Costos asociados a una operación del equipo de extracción líquido-líquido trabajando a flujo contracorriente

<i>Materia Prima</i>	<i>Costo BsF.</i>	<i>Unidad</i>	<i>Total BsF.</i>
<i>Ácido acético (1000 mL)</i>	17,60	300 mL	5,28
<i>Tolueno (1000 mL)</i>	73,20	120 mL	8,78
<i>Toallines, energía eléctrica y otros</i>	9,90	1	9,90
<i>TOTAL(BsF.)</i>			23,96
<i>TOTAL (U.S.\$)</i>			11,14

- Cabe destacar que durante la operación se gastó una gran cantidad de agua, jabón y toallines, ya que se tuvo que lavar constantemente los tanques y

materiales de laboratorio antes de cada mezcla, para evitar residuos y contaminación.

- Tanto las piezas de tipo espiga como de conexión tipo “Y” fueron utilizadas como patrón, para diseñar en ultraleno las conexiones tipo Flare, ya que son de bronce y no soportan el ataque químico.

4.3 INSTALACIÓN Y PUESTA EN MARCHA DEL MÓDULO DE EXTRACCIÓN

Para el alcance de dicho objetivo fue necesario la realización de un bosquejo o representación del equipo a diseñar, el cual debía estar en capacidad de operar en tres etapas, tanto en flujo cruzado como contracorriente los cuales se muestran en las figuras 4.1 y 4.2.

Se procedió a describir los accesorios necesarios para lograr su diseño, por lo que se realizó un inventario para determinar la existencia o no de las piezas. Se tomó en cuenta que se necesitan piezas que, debido a la forma requerida no se encuentran disponibles a la venta sino, que deben ser fabricadas.

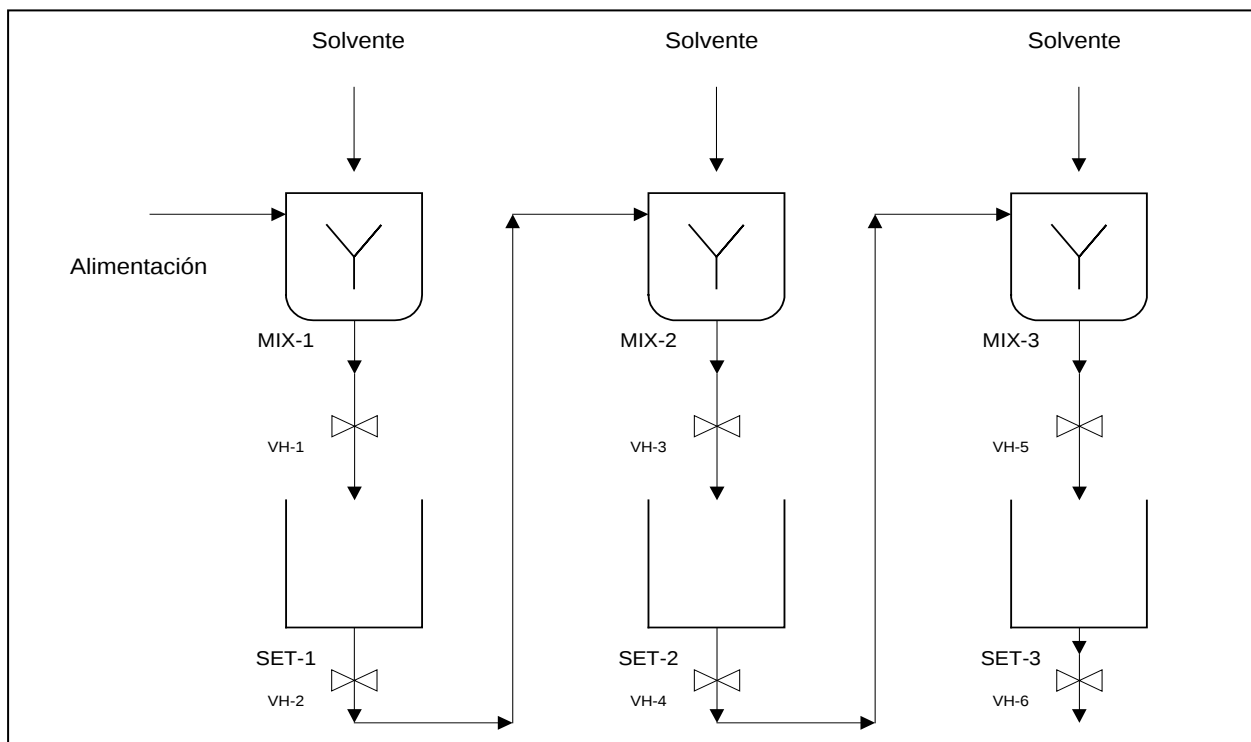


Figura 4.1. Diagrama de proceso operando a flujo cruzado.

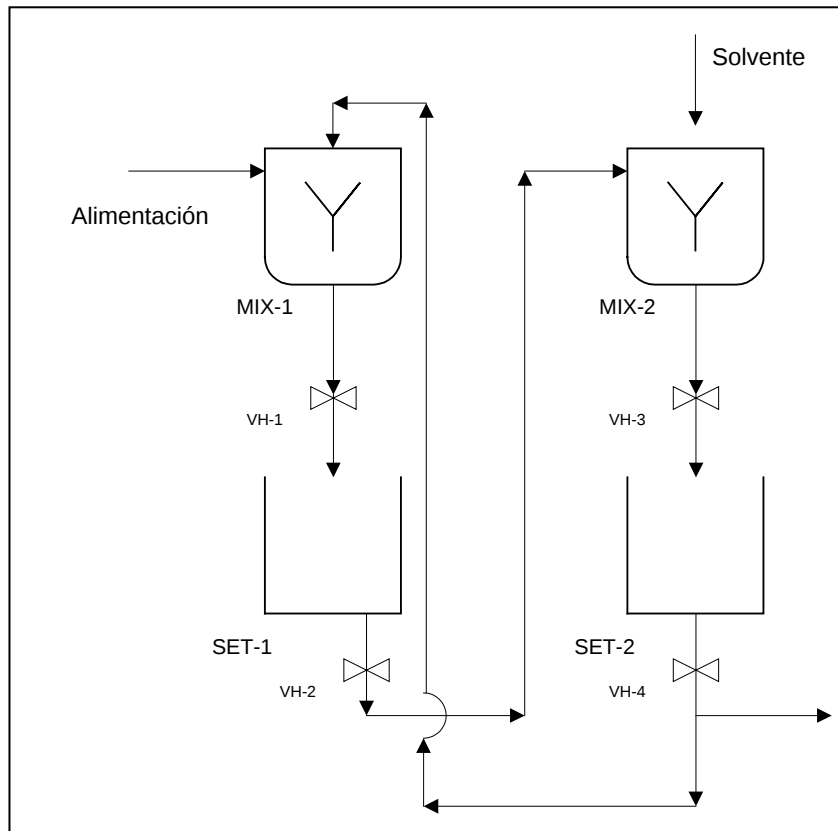


Figura 4.2. Diagrama de proceso operando a flujo en contracorriente.

A continuación se muestra el inventario de los materiales requeridos para diseñar los mezcladores y sedimentadores:

Inventario para el diseño de los mezcladores y sedimentadores:

- 6 beakers de polipropileno de 1000mL.
- 6 pinzas Hoffman.
- 1 m de manguera resistente a la gasolina y productos químicos.
- 18 sistemas de tornillos, arandela y tuerca de acero inoxidable.
- 18 empacaduras de caucho.
- 6 conexiones tipo flare.

Inventario para el diseño del sistema de agitación y la estructura del equipo:

- 3 poleas.
- 3 ejes de acero inoxidable.

- 3 correas.
- 3 laminas de hierro colado.
- 1 barra tipo "L"
- 1 motor de máquina de coser.
- 3 agitadores o paletas.
- 3 uniones de bronce.
- 6 rodamientos.

Inventario de materiales necesarios para realizar las evaluaciones y toma de datos:

- 1 bureta de 50 mL.
- Hidróxido de sodio.
- Fenolftaleína.
- 2 pipetas volumétricas de 5 mL.
- 1 pro-pipeta.
- 3 fioles de 100 mL.
- 1 dosificador.
- 4 beakers de 600 mL.
- 1 campana extractora.
- 1 picnómetro.
- 1 frasco de vidrio color ámbar de 1900 mL.
- Toallines de papel.
- 1 vidrio de reloj.
- Papel Celofán.
- 1 Balanza.
- 1 cilindro graduado de 10 mL.
- 1 cilindro graduado de 50 mL.
- 2 embudos de separación de 250 mL.

Para el diseño de los tanques de mezclado y sedimentación se tomó en cuenta el volumen con el cual se desea trabajar, se dispuso de unos beakers de polipropileno de 1000mL, a los cuales se les realiza una modificación en el fondo para anexarle una pieza tipo flare, diseñada previamente, la cual se muestra en la siguiente figura 4.3.

Esta pieza se acopla a los beakers de polipropileno mediante 3 sistemas de tornillo-arandela-empacadura y tuerca como se muestra en la siguiente figura 4.4.



Figura 4.3. Conexión tipo Flare.

:



Figura 4.4. Acoplamiento de la conexión Flare y el beaker de polipropileno.

Esta conexión cumple la función de permitir el paso de flujo del mezclador al sedimentador, para lo cual se le anexa una manguera, que dispone de una pinza tipo Hoffman la cual actúa como una válvula de bola (o abierto o cerrado el paso de fluido) como se muestra en la siguiente figura:



Figura 4.5. Pinza Hoffman y manguera resistente a gasolina y reactivos químicos.

Para realizar el soporte de los tanques de mezclado y los sedimentadores, se diseña una estructura de hierro colado que dispone de un sistema de agitación, con motor, poleas para la reducción de las revoluciones del motor, ejes y paletas como se muestra en la siguiente figura 4.6 y 4.7.



Figura 4.6. Estructura y sistema de agitación del equipo de extracción líquido-líquido.



Figura 4.7. Sistema de agitación del equipo de extracción líquido-líquido.

Una vez que se encuentra a disposición todas las partes y accesorios que conforman el equipo de extracción, se realizan pruebas para determinar la velocidad y el tiempo de agitación con la cual se desea trabajar; para ello simplemente se toma en cuenta el tiempo que dura la mezcla del sistema ternario para estabilizarse y separarse en la capa de refinado y la capa de extracto después de la agitación, para realizar esta prueba se dispondrá de una mezcla de aceite y agua, la cual se agitará durante diferentes lapsos de tiempo y se dejará estabilizar hasta observar la separación de las dos capas, sin dejar que se formen emulsiones.

Al no encontrar los accesorios requeridos, se buscó presupuestos en diferentes establecimientos con el fin de obtener un costo accesible. Después de haber adquirido las piezas y accesorios, lo primero que se realizó fue el diseño de los tanques a partir de los beakers, siendo modificados mediante perforaciones concéntricas y conectándolos mediante tornillos, arandelas y empacaduras las piezas fabricadas en ultraleno, logrando así tanques con descargas y válvulas reguladoras conformadas por las pinzas de tipo Hoffman. Luego de tener los tanques, se colocaron dentro de los agujeros en la estructura como se observa en la siguiente figura:



Figura 4.8. Equipo de extracción líquido-líquido.

Posteriormente se atornillaron los tres agitadores a sus respectivas poleas, las cuales van dispuestas sobre ejes mediante rodamientos. Luego de ajustarlas a la misma altura que la polea del motor, mediante tornillos de tipo prisionero, se colocaron las correas de tal forma de que el motor impulsara todas las poleas. Finalmente, se colocó el equipo dentro de la campana extractora a fin de estar listo para su operación.

4.4 EVALUACIÓN TÉCNICA AL SISTEMA

Para lograr alcanzar este objetivo primeramente se planteó el método operatorio para realizar una operación a flujo cruzado y flujo en contracorriente, para esto simplemente se tomó en cuenta los pasos a seguir para llevar a cabo la extracción, así como también los pasos para realizar la toma de datos necesaria para la evaluación del sistema de extracción.

Luego se realizaron los cálculos teóricos, para esto se construyó el diagrama del sistema ternario que se usó para las extracciones, dicho diagrama se muestra en la figura 4.9 y los datos empleados para su construcción se encuentran reportados en la tabla B.12. Posteriormente se procedió a ubicar sobre dicho diagrama ternario, los resultados arrojados en el apéndice A referentes a los cálculos teóricos de flujo cruzado, se traza la línea que une la composición de alimentación al punto y_s (composición de soluto en el solvente), sobre el se ubica la composición de soluto en la mezcla (x_{M1}), una vez graficado este punto se procede a construir la línea de reparto que contiene la composición de refinado y de extracto de tal forma que se encuentran en equilibrio y pasan por x_{M1} , una vez obtenida la composición de soluto en el refinado se toma esta como la composición en soluto de la próxima etapa, se realizan los cálculos teóricos de nuevo para una segunda etapa y se repite el procedimiento antes mencionado hasta obtener las tres etapas en estudio, la figura 4.10 muestra el diagrama ternario para una separación teórica de tres etapas a flujo cruzado y los datos se encuentran reportados en la tabla 4.7.

Al realizar la operación en flujo cruzado, primero se depositaron 500 ml de la alimentación en el primer mezclador, y luego se adicionó 50 ml del solvente, se pudo observar que la mezcla se tornaba turbia al mismo tiempo que se formaban dos capas en los mezcladores, posteriormente se encendió el sistema de agitación, comenzando de este modo el proceso de mezclado durante un lapso de 2 minutos (este tiempo se tomó debido a que se estableció una prueba de mezclado con agua y aceite, cuya mezcla al poseer mayor densidad y viscosidad garantiza que la mezcla del sistema ternario sedimentará con mayor rapidez ya que tiene menor viscosidad, mediante dichas pruebas se pudo determinar que dos minutos de mezclado permiten obtener un tiempo de sedimentación de 45 segundos). Al terminar la agitación, se abrió la pinza Hoffman permitiendo el paso de la nueva mezcla hacia el sedimentador, la cual se dejó reposar durante un tiempo corto hasta que se observó la formación de las dos capas; una vez sedimentado el refinado y el extracto, se procedió a separarse, para ello se recolectó el refinado en un beaker de 500 mL, se reportó el volumen del refinado recogido; es importante tener en cuenta que, aunque el método operatorio expresa que se deben pesar los refinados.

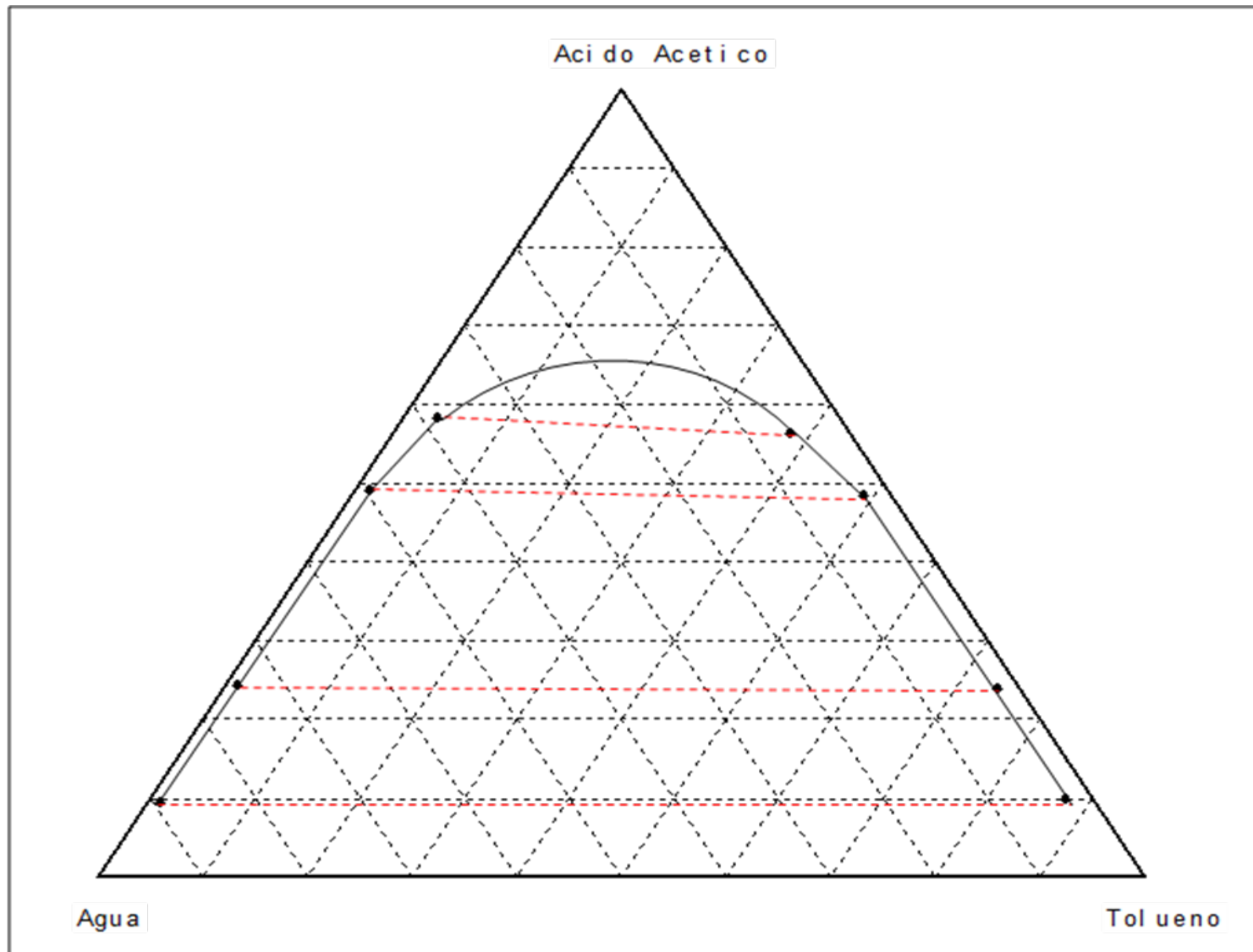


Figura 4.9. Diagrama ternario para el sistema agua-ácido acético-tolueno.

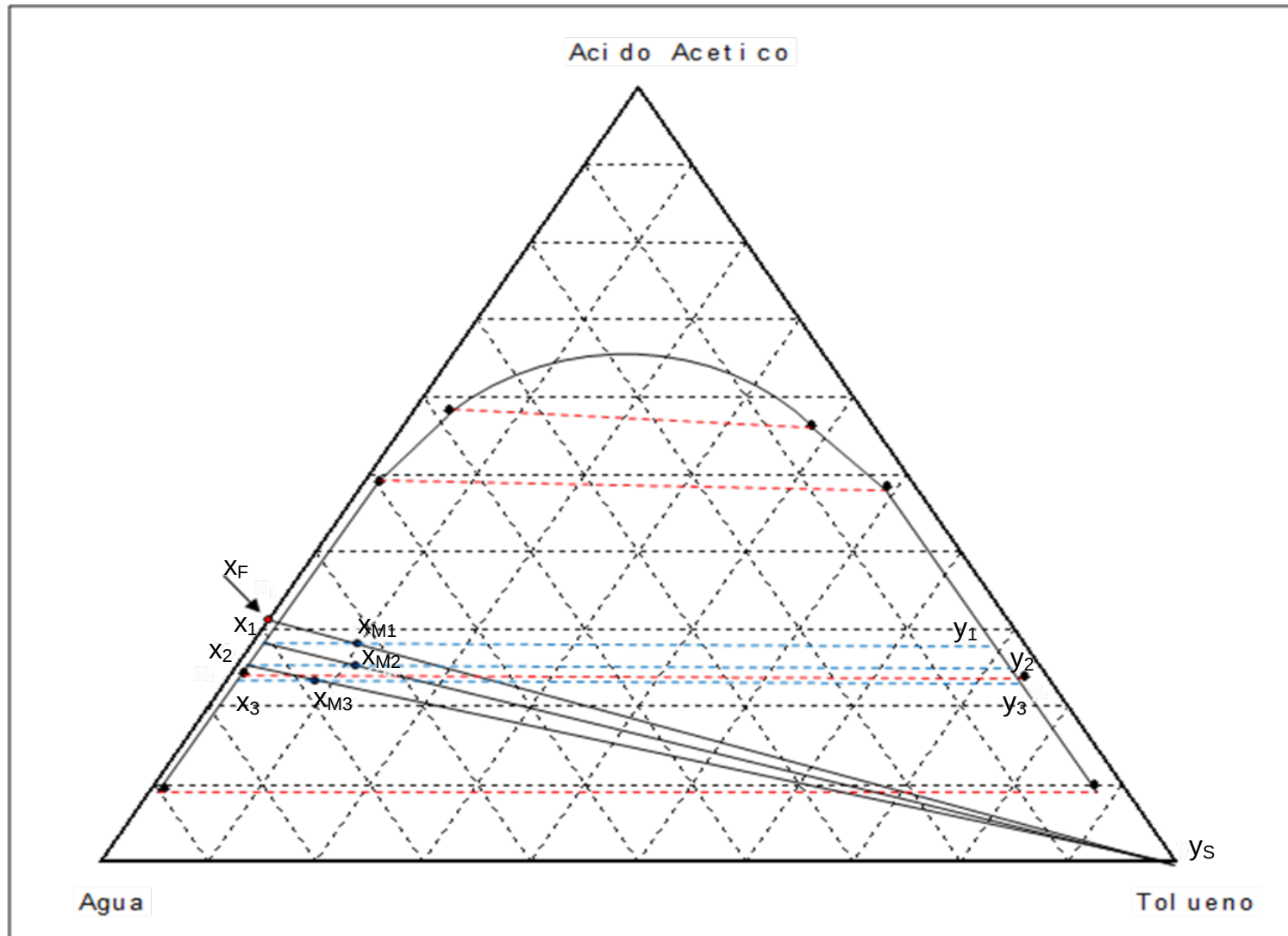


Figura 4.10. Diagrama ternario para una separación teórica de tres etapas a flujo cruzado para el sistema agua-ácido acético-tolueno.

Para la realización de la toma de datos se midieron los volúmenes, ya que las balanzas disponibles presentaban rangos de medición bajos y no permitían la toma de datos. Posteriormente se realizaron las medidas de densidad con la ayuda del picnómetro, y la toma de las alícuotas para realizar las titulaciones, cabe destacar que al realizar las titulaciones se obtuvieron diversas alícuotas en las cuales la variación del punto de viraje fue brusca ya que sólo se disponía de hidróxido de sodio 6 N y la alta concentración de éste puede reportar errores al momento de realizar los cálculos. Luego el refinado proveniente de la primera etapa fue tomado como la alimentación de la segunda etapa, se volvió a determinar la cantidad de solvente a emplear con la relación 1:10 solvente-alimentación, se enciende el sistema de agitación se sedimenta la mezcla, se recolecta el refinado 2 y se toman los datos recolectados de la misma forma que los reportados por el refinado 1, el refinado 2 se toma como la alimentación de la etapa 3 se recalcula el flujo de solvente según la relación antes mencionada, se procede a agitar, sedimentar y recolectar los datos necesarios para la evaluación.

Para la extracción a flujo cruzado se realizaron tres corridas, los datos recolectados se encuentran reportados en los Apéndices B.2, B.3, B.4, B.5, B.6 y B.7. Al manipular los datos experimentales (ver Apéndice A) haciendo uso de las ecuaciones reportadas en el capítulo II y al compararlas con los resultados obtenidos de forma teórica (ver Apéndice A) se obtuvieron las tablas de resultado 4.7, 4.8, 4.9, 4.10.

Según las tablas reportadas, se puede observar que la cantidad de refinado disminuye en cada etapa tanto en los valores teóricos como experimentales, porque a medida que se emplea el solvente, se extrae el soluto contenido en la alimentación de las etapas. Debido a que se operó bajo una relación 1:10 solvente/alimentación, también se puede decir que la cantidad de solvente disminuye tanto en los valores teóricos como experimentales, lo que implica por otro lado, una reducción de costos de adquisición. Teóricamente, los valores del extracto deben disminuir con cada etapa, pero se observa que experimentalmente existen variaciones ya que algunos valores aumentan y otros disminuyen, esto se debe a posibles errores cometidos durante la pesada del refinado, ya que la misma se realizó mediante el volumen y la densidad de la mezcla, ya que las balanzas disponibles poseían baja capacidad de carga. Todo esto aunado al hecho de que en los tanques, debido a la falta de conicidad, quedaba un

remanente después de cada descarga, perdiendo así una cantidad de masa no contabilizable. En cuanto a la cantidad de soluto en el refinado y a la cantidad de soluto en el extracto, las tendencias de los valores experimentales concuerdan con los teóricos, ya que a medida que se agrega solvente, éste extrae el soluto de la mezcla disminuyendo su cantidad, siendo el caso contrario para la cantidad de soluto en el extracto. Al comparar los porcentajes de extracción teóricos y experimentales se pudo observar que existe una gran desviación, para la primera etapa de la primera corrida se obtuvo una desviación del 181,81%, para la segunda etapa 72,90% y para la tercera etapa 53,92.

Las posibles causas de estas desviaciones pueden ser que:

- Los porcentajes de extracción experimental son altos debido a que la extracción fue más eficiente que la reportada por los resultados teóricos, aunque los tanques de mezclado no poseen deflectores (los cuales mejorarían el área de contacto entre las fases obteniéndose así resultados experimentales mucho mas óptimos) los resultados obtenidos de la extracción a flujo cruzado fueron satisfactorios.
- La capa de refinado remanente en el fondo de los sedimentadores que no fue contabilizada pudo haber generado errores al momento de realizar los cálculos.
- Debido a que los tanques son abiertos al ambiente se pudo haber perdido masa de soluto y solvente por volatilidad, lo cual afectaría los resultados experimentales aumentando la desviación respecto a los teóricos, ya que se puede estar contabilizando soluto que realmente no se encuentra en el extracto sino que ha sido una pérdida de masa por volatilización.
- Al tomar los datos y luego manipularlos mediante las ecuaciones para determinar la composición de soluto en el extracto se pudo observar que se generaba una línea de reparto que no pasaba por la composición de soluto en la mezcla, esto pudo ser debido a que a los extractos no se les realizó ningún análisis para determinar su concentración, y/o masa, y al aplicar los modelos matemáticos correspondientes para realizar los balances de masa no concordaron los resultados con lo obtenido de manera teórica.
- Los tiempos de sedimentación pudieron haber influido en el proceso de separación.

Tabla 4.7.
Resultados teóricos al operar el equipo de extracción líquido-líquido
en flujo cruzado.

<i>Etapas</i>	<i>Alimentación F (g)</i>	<i>Solvente S (g)</i>	<i>Refinado R (g)</i>	<i>Extracto E (g)</i>	<i>% extracción</i>
1	505,800	43,20	490,18	58,82	10,62
2	490,180	42,02	475,18	57,02	10,61
3	475,180	40,75	442,23	73,70	14,14

Tabla 4.8.
Resultados experimentales al operar el equipo de extracción líquido-líquido
en flujo cruzado para la primera corrida.

<i>Etapas</i>	<i>Alimentación (F ± 0,2) g</i>	<i>Solvente (S ± 0,4) g</i>	<i>Refinado (R ± 10) g</i>	<i>Extracto (E ± 11) g</i>	<i>% extracción (E ± 0,2)%</i>	<i>% Desviación respecto al valor teórico (%Des ± 0,2)%</i>
1	515,4	43,4	450	55	11,8	181,8
2	450,0	38,8	330	155	41,8	73,0
3	330,0	28,4	250	110	90,0	54,0

Tabla 4.9.
Resultados experimentales al operar el equipo de extracción líquido-líquido
en flujo cruzado para la segunda corrida.

<i>Etapas</i>	<i>Alimentación (F ± 0,2) g</i>	<i>Solvente (S ± 0,4) g</i>	<i>Refinado (R ± 10) g</i>	<i>Extracto (E ± 11) g</i>	<i>% extracción (E ± 0,2)%</i>	<i>% Desviación respecto al valor teórico (%Des ± 0,2)%</i>
1	515,2	43,4	430	132	19,0	363,0
2	431,0	36,12	350	121	41,8	59,0
3	350,0	35,44	240	143	82,8	53,6

Tabla 4.10.
Resultados experimentales al operar el equipo de extracción líquido-líquido
en flujo cruzado para la tercera corrida.

<i>Etapas</i>	<i>Alimentación (F ± 0,2) g</i>	<i>Solvente (S ± 0,4) g</i>	<i>Refinado (R ± 10) g</i>	<i>Extracto (E ± 11) g</i>	<i>% extracción (E ± 0,2)%</i>	<i>% Desviación respecto al valor teórico (%Des ± 0,2)%</i>
1	515,2	43,4	440	121	16,2	296,73
2	440,0	37,4	370	110	38,0	49,69
3	370,0	31,0	290	110	68,6	31,01

El alto porcentaje de desviación no refleja que el equipo no funcione adecuadamente sino que experimentalmente se obtuvo mejores porcentajes de extracción indicando así que el equipo diseñado opera de manera eficiente.

Para el caso de flujo a contracorriente, sólo se trabajó a dos etapas debido a la complejidad del método operatorio, el cual se muestra en el apéndice D, y se le anexó la figura 3.2 para una mejor comprensión, en dicha figura se muestra la cascada de extracciones que se deben llevar a cabo para la realización de cinco etapas, mediante una gran número de extracciones a fin de poner en contacto íntimo las fases y mejorar la dispersión del soluto en los consecutivos extractos que se van obteniendo en cada separación.

Para evaluar el comportamiento del sistema a contracorriente se emplearon embudos de separación para optimizar el tiempo de trabajo y realizar dos corridas experimentales. En dichas corridas se realizaron pruebas volumétricas para determinar los datos necesarios para evaluar el sistema, tales como: Volumen de refinado en la etapa 1 y en la etapa 2, se titularon alícuotas de 5mL de los refinados para determinar la concentración de soluto en el refinado y se midió la densidad de los refinados y de la alimentación con la ayuda de un picnómetro. Los datos experimentales se encuentran tabulados en las tablas B.9, B.10, B.11 y B.12. Posteriormente y luego de realizar los cálculos para los datos teóricos y experimentales se obtuvieron las tablas 4.11, 4.12 y 4.13.

De acuerdo a los resultados obtenidos se puede apreciar que los datos experimentales no poseen datos teóricos con los cuales puedan ser comparados, ya que la simulación utilizada es por lotes de un proceso tipo continuo, mientras que el equipo opera por cargas. Cabe destacar que dicho método, propuesto por Treybal (1998), no posee balances de masa ni otra información que permita conocer el origen del mismo.

Además se puede observar que existen casillas no rellenas en las tablas de resultados, esto es debido a que, al realizar la experiencia práctica pudieron estar presentes diversos factores que fueron fuente de error por lo cual al manipular los datos

experimentales arrojaron valores negativos de composición de soluto en el extracto y de masa extraída también; a continuación se presentan algunos de estos factores:

- Se puede decir que las continuas separaciones aumentan el error cometido, desde diversos puntos de vista, cabe destacar que los errores por paralaje y los errores instrumentales son una gran fuente de error ya que para poder simular dos etapas a contracorriente se deben de llevar a cabo veinticinco separaciones, por lo cual se deben medir siete alimentaciones y siete solventes, teniendo en cuenta esto se puede decir que solamente el error instrumental varía siete veces y, dependiendo del instrumento con el cual se tomen las muestras a ser separadas el error puede aumentar o disminuir. Además el método antes mencionado puede haber sido propuesto para trabajar bajo condiciones altamente precisas, con instrumento de muy bajo error, y para realizar la simulación de un proceso a gran escala, para disminuir el error instrumental con las cantidades de alimentación y solvente a emplear.
- Se debe tener en cuenta que se desconoce la instrumentación empleada para el diseño de la simulación por lotes planteada por Treybal (1998), así como también las cantidades empleadas de alimentación y solvente, además de la modelación matemática utilizada para el análisis de los datos teóricos y/o prácticos de dicha simulación.
- Si se analiza desde el punto de vista físico-químico, una de las posibles fuentes de error puede ser el hecho de que el soluto con el que se está trabajando es más soluble en agua que en el solvente extractor que se está empleando, por lo que pudiera ser que durante las continuas extracciones el solvente pueda haberse saturado de soluto y el agua presente en el equilibrio empezó en ese momento a extraer poco a poco parte del soluto ya retirado de los refinados, por lo tanto se pudo haber devuelto el proceso, generando una gran fuente de error al momento de realizar el estudio matemático de los datos obtenidos de forma experimental.

Tabla 4.11.
Resultados teóricos al operar el equipo de extracción
líquido-líquido en flujo contracorriente.

<i>Etapas</i>	<i>Alimentación</i> <i>F (g)</i>	<i>Solvente</i> <i>S (g)</i>	<i>Refinado</i> <i>R (g)</i>	<i>Extracto</i> <i>E (g)</i>	<i>% extracción</i>
<i>1</i>	144,438	17,0732	117,6024	144,438	76,60
<i>2</i>	117,60	12,96	140,3248	117,60	74,08

Tabla 4.12.
Resultados experimentales al operar el equipo de extracción líquido-líquido en
flujo contracorriente para la primera corrida.

<i>Etapas</i>	<i>Alimentación</i> <i>(F ± 0,2) g</i>	<i>Solvente</i> <i>(S±0,4)g</i>	<i>Refinado</i> <i>(R ± 2) g</i>	<i>Extracto</i> <i>(E±3) g</i>	<i>% extracción</i> <i>(E ± 0,4)%</i>
<i>1</i>	144,6	-9	118	18	3,8
<i>2</i>	117,6	12	140	-9	-

Tabla 4.13.
Resultados experimentales al operar el equipo de extracción líquido-líquido en
flujo contracorriente para la segunda corrida.

<i>Etapas</i>	<i>Alimentación</i> <i>(F ± 0,2) g</i>	<i>Solvente</i> <i>(S±0,4)g</i>	<i>Refinado</i> <i>(R ± 2) g</i>	<i>Extracto</i> <i>(E±3) g</i>	<i>% extracción</i> <i>(E ± 0,4)%</i>
<i>1</i>	144,6	14,0	130	27	11,0
<i>2</i>	131,2	12,0	130	15	-

Teniendo en cuenta los aspectos antes mencionados se obtuvo de forma teórica un porcentaje de extracción del 76,60% para la primera etapa y del 74,08 % para la segunda etapa; cabe destacar que aunque no se pueden comparar los datos teóricos del proceso a contracorriente con los experimentales, estos fueron reportados para visualizar las cantidades y porcentajes de extracción en cada etapa. Al realizar los cálculos experimentales, los datos reportados sólo permitían el cálculo del porcentaje

de extracción de la primera etapa y éste fue para la primera corrida del $(3,8 \pm 0,4)\%$ y para la segunda corrida fue del $(11,4 \pm 0,4)\%$, cabe destacar que las razones por las cuales no se determinó el porcentaje de extracción experimental para la segunda etapa fue que al realizar los cálculos de la primera corrida se obtuvo un valor negativo del extracto 2 $(-9 \pm 3)\text{g}$ y para la segunda corrida la composición de soluto en el extracto 2 dio $(-0,11 \pm 0,01)\%$, lo cual no permitió el cálculo de un porcentaje razonable.

Es conveniente acotar que si se desea realizar la extracción a contracorriente en el equipo de extracción diseñado se deben realizar modificaciones para que éste trabaje de forma continua o semi-continua, para ampliar la gama de procesos a evaluar al momento de ser instalado en un banco de pruebas a escala piloto.

Es importante resaltar que a pesar que el equipo no operó a flujo contracorriente, si se logró llevar a cabo el objetivo general planteado, sustentado por los resultados satisfactorios obtenidos de manera experimental operando a flujo cruzado.

4.5 CONDICIONES DE OPERACIÓN OBTENIDAS A TRAVÉS DE LA EVALUACIÓN

A fin de establecer las condiciones de operación, fue necesaria la evaluación del equipo durante las operaciones de extracción. Uno de los factores influyentes durante la realización de las pruebas fue la cantidad de líquido remanente en los tanques, ya que en el momento de la descarga de los mezcladores hacia los sedimentadores, una parte de la alimentación quedó estancada en el fondo debido a que los tanques dada su forma física no presentan conicidad que permita el flujo completo, influyendo de igual forma al momento de descargar el refinado, ya que al ocurrir la formación de las dos capas y realizar el vaciado del refinado, se dejó una pequeña cantidad del mismo para evitar que parte del extracto descargara también, contaminando así la nueva solución. Al no vaciar todo el refinado, se comete un error ya que no puede contabilizarse dicha cantidad, creando así una fuente de error y por ende el aumento del porcentaje de desviación $(181,8 \pm 0,2) \text{ g}$, para la primera corrida de flujo cruzado, con respecto a los valores teóricos.

En cuanto a la agitación, se puede decir que fue relativamente aceptable, aunque se ve influenciada por dos factores principalmente: las poleas y los deflectores. Al hablar de las poleas se refiere más que todo a los rodamientos, ya que los mismos deben encontrarse en óptimas condiciones para permitir que las mismas giren libremente sin ningún tipo de roce. En nuestro caso, los rodamientos de la última polea necesitan ser repuestos ya que el funcionamiento de la misma no es el adecuado debido a la existencia de un roce que hace que el motor trabaje más forzado, trayendo como consecuencia un tiempo de arranque prolongado. El otro factor no es más que la ausencia de deflectores, ya que a pesar de que con ello la potencia requerida es menor, disminuye la transferencia de masa y por ende un mezclado óptimo.

Cabe destacar que a pesar de que se trabaja con mangueras para gasolina y compuestos orgánicos, éstas deben ser repuestas al menos cada 5 operaciones ya que debido a la característica de la mezcla se endurecen al contacto prolongado.

Luego de haber ejecutado la operación de extracción en el equipo, se realizaron pruebas entre etapas con el fin de estimar las concentraciones del soluto en el refinado. A pesar de que estas pruebas o titulaciones no forman parte física del equipo, influyó en los resultados ya que la concentración del titulante fue muy alta (6M), acarreando un error debido a la falta de exactitud en el cálculo de la concentración del soluto.

Ya estudiado el comportamiento del equipo y sus accesorios, se puede decir que en general operó de manera muy eficaz, tomando en cuenta algunas sugerencias para mejorar el porcentaje de extracción del soluto, siendo principalmente un aumento del diámetro de descarga de los tanques (mediante una nueva perforación con una mecha mayor), y el implante de deflectores que mejoren el mezclado ya que cambia el patrón de flujo. Sin embargo, debido al comportamiento en general y a los resultados obtenidos, el equipo se debe estandarizar para establecer definitivamente los accesorios y piezas que lo conforman, a fin de que permita el recambio o modificación de las mismas, en caso de ser necesario, por lo que para ello se construye una lista como sigue a continuación:

Accesorios y/o piezas del equipo de extracción líquido-líquido

- *Beakers de polipropileno:* Se escogieron como tanques mediante una matriz de selección, basada principalmente en su forma física, accesibilidad, costo y el tipo de material, el cual es resistente a las sustancias utilizadas. Como se trabajó a 3 etapas, el número de beakers fue de 6, siendo 3 sedimentadores y 3 agitadores. Cada beaker fue modificado de tal forma que fue perforado en el centro con la finalidad de crear una descarga, y a su vez de acoplarle una pieza de ultraleno que actúe como conector.
- *Piezas de ultraleno:* En vista de que se necesitaron 6 espigas de manera de conectores para los mezcladores y sedimentadores, se buscó un material con el cual poder moldear la forma original disponible, la cual viene en bronce, ya que el mismo no es resistente a los ataques químicos del ácido acético principalmente. Por ello se eligió como opción el ultraleno, ya que es un material que puede ser mecanizado fácilmente, no se agrieta, rompe o fatiga, resiste productos químicos fuertes y como no absorbe, resiste al agua.
- *Manguera de gasolina:* Para determinar el tipo de manguera a utilizar se pensó en dos opciones: manguera para gasolina y manguera de silicón. Para ello se realizó una prueba de resistencia al ácido acético y al tolueno durante cuatro días, teniendo como resultado que la manguera de silicón se ablandó en presencia de las sustancias, mientras que la de gasolina resistió al ataque del ácido acético y se endureció un poco en presencia del tolueno, por lo que a pesar de haber sido la opción elegida se recomienda el cambio de las mangueras cada cinco operaciones, aproximadamente.
- *Piezas de acero inoxidable:* Al elegir el sistema ternario agua-ácido acético-tolueno, se tuvo en cuenta que las piezas que están en contacto directo con los fluidos deben resistir a la corrosión y al ataque químico, por lo que los tornillos, tuercas y arandelas usados en los tanques para sujetar las piezas de ultraleno deben ser de acero inoxidable. En total son 18 tornillos, 18 tuercas y 18 arandelas.

- *Empacaduras de goma de caucho:* Se tomó un pequeño trozo de goma y se sometió a la misma prueba de las mangueras, resultando resistente. Esta goma se adaptó al mismo diámetro de la pieza de ultraleno, de modo que actuara como empacadura para evitar la filtración del fluido en el tanque.
- *Pinzas tipo Hoffman:* Al tener descargas en los tanques fue necesario regular el flujo mediante algún dispositivo o válvula. Al no existir tuberías acopladas a los tanques, fue necesario buscar otro medio para regular el paso del fluido, por lo que surgió la idea de colocar pinzas tipo Hoffman las cuales se adaptan muy bien a la manguera y son fáciles de remover y manipular, por lo que finalmente se estableció el número de una pinza por cada tanque.
- *Ejes y agitadores:* Los ejes y agitadores son de acero inoxidable debido al contacto permanente con el fluido. Cabe destacar que el agitador tiene seis paletas o turbinas, las cuales fueron diseñadas de acuerdo a las dimensiones del tanque según la bibliografía. Los agitadores se caracterizan por poseer una rosca que permite desinstalarlo para así poder sacar los mezcladores y lavarlos cuando sea necesario.
- *Poleas:* Son dos poleas dobles y una sencilla, que van dispuestas a diferentes alturas de modo tal que puedan ser alineadas (mediante correas) a la polea del motor. Son de aluminio y sus dimensiones son de 4 pulgadas, ya que el motor gira a una velocidad máxima de 7000 rpm, por lo que es necesario reducirla aumentando el diámetro de la polea, ya que la velocidad de mezclado no puede ser muy alta. Cada polea posee un tornillo tipo prisionero el cual la ajusta al eje a la altura deseada.
- *Motor:* El motor utilizado es para máquinas de coser y posee una potencia de 100W y una velocidad máxima de 7000rpm. Posee un pedal que regula la velocidad de giro mediante un tornillo, aunque sería recomendable colocar un potenciómetro que reporte el valor exacto de la velocidad.
- *Correas:* Son tres correas de goma, dos de igual diámetro y otra diferente la cual va desde la polea del motor hasta la primera polea doble ya que esa distancia es diferente a las distancias entre poleas. La correa a pesar de no poseer dientes,

no desliza debido a que su grosor es igual al canal de la polea del motor. Debido a su gran accesibilidad, no existe problema alguno a la hora de reponerla.

Luego de la operación de mezclado y sedimentación, se descargó la cantidad de refinado, al cual se le realizó pruebas a diferentes alícuotas para determinar tanto la densidad de la mezcla como la concentración del soluto en la misma. Para ello es importante elaborar una lista que incluya los materiales de laboratorio necesarios para la obtención de datos necesarios para alcanzar los objetivos propuestos. A continuación se presenta la lista de los materiales usados durante las pruebas, tomando en cuenta que la misma puede variar dependiendo de los rangos y apreciaciones de los instrumentos.

Materiales adicionales para la realización de pruebas:

- *1 bureta de 50 mL:* La bureta es de vidrio y se usó para realizar las titulaciones, siendo su apreciación de 0,05ml.
- *Hidróxido de sodio:* La concentración del NaOH utilizado para la titulación fue de 6M, por lo que se recomienda usar uno de menor concentración para disminuir errores de exactitud que afecten los resultados.
- *Fenolftaleína:* Se usó como indicador en las titulaciones, ya que la variable de control del proceso fue el cambio de viraje, ya que el propósito de las pruebas fue la determinación de la concentración de soluto en el refinado.
- *2 pipetas volumétricas de 5 mL:* Se usaron para medir la cantidad de solvente (15ml trabajando a flujo contracorriente) y para tomar las alícuotas de los refinados.
- *1 pro-pipeta:* Debido a la gran toxicidad del sistema ternario, se recomienda por precaución usarla en las titulaciones para no poner en riesgo la salud de la persona que realiza las pruebas.
- *3 fiolas de 100 mL:* Se usaron para depositar las 3 alícuotas de cada refinado con el fin de realizar las titulaciones. Se eligió esta capacidad, ya que el volumen de la alícuota es pequeño y es suficiente para almacenar el volumen del NaOH gastado.

- *1 dosificador:* Debido a la gran volatilidad del solvente, no se recomienda añadir directamente, desde el recipiente que lo contiene, la cantidad requerida al tanque (50 ml trabajando a flujo cruzado y 15 ml operando a flujo contracorriente) ya que se evapora rápidamente y es muy tóxico. Por ello se utilizó un beaker de 250 ml, el cual se tapó con papel celofán y en él se depositó cierta cantidad del solvente con el fin de utilizar lo necesario en cada etapa. Se recomienda diseñar un dosificador a partir de un beaker de polipropileno pero diferente al de los tanques, es decir, buscar un beaker que posea una ranura interna en el que se pueda colocar una tapa de ultraleno y se perfore para colocar una pieza semejante a la utilizada como conector.
- *4 beakers de 600 mL:* Se usaron para depositar la cantidad de refinado en cada etapa. Poseen esa capacidad ya que los cálculos teóricos realizados inicialmente arrojaron valores de refinado relativamente parecidos a esa capacidad.
- *1 picnómetro:* Se requiere de un picnómetro para determinar las densidades de cada refinado, con el fin de determinar la cantidad aproximada mediante el volumen obtenido, ya que las balanzas existentes durante los experimentos poseen una baja capacidad. Se recomienda usar balanzas de capacidad aproximada de 1 kg para obtener las masas de los refinados con mayor exactitud.
- *1 frasco de vidrio color ámbar de 1900 mL:* En toda extracción es de vital importancia la recuperación del solvente, ya que acarrea la disminución de costos. En este caso, a pesar de que las pruebas se realizaron sólo a los refinados, los extractos se depositaron en un frasco de vidrio color ámbar.
- *1 campana extractora:* Es muy importante que el equipo se encuentre dentro de la campana extractora, ya que los tanques son abiertos y el sistema ternario es muy tóxico.

CONCLUSIONES

- El equipo de extracción líquido-líquido implementado es del tipo mezcladores-sedimentadores.
- El sistema ternario utilizado es agua-ácido acético-tolueno.
- El material seleccionado para los tanques es polipropileno.
- Los costos necesarios para la instalación del equipo de extracción líquido-líquido son BsF 1171,70.
- El costo de una operación trabajando a flujo cruzado es BsF 17,52.
- El costo de una operación trabajando a flujo contracorriente es BsF 20,56.
- La recuperación del solvente disminuye el costo de una operación del equipo de extracción líquido-líquido.
- Experimentalmente se obtuvo mejores porcentajes de extracción que los reportados por la bibliografía.
- Se logró realizar la extracción a flujo cruzado de manera satisfactoria sobrepasando las expectativas planteadas por la teoría.
- El porcentaje de extracción teórico en flujo cruzado para la primera, segunda y tercera etapa es 10,62%, 10,61% y 14,14% respectivamente.
- El porcentaje de extracción experimental en flujo cruzado para la primera, segunda y tercera etapa es $(11,8 \pm 0,2) \%$, $(41,8 \pm 0,2) \%$, $(90,0 \pm 0,2) \%$ respectivamente para la primera corrida.
- El porcentaje de desviación con respecto al valor teórico en la primera, segunda y tercera etapa operando a flujo cruzado es $(181,8 \pm 0,2) \%$, $(73,0 \pm 0,2) \%$, $(54,0 \pm 0,2) \%$ respectivamente para la primera corrida.
- El porcentaje de extracción experimental en flujo cruzado para la primera, segunda y tercera etapa es $(19,0 \pm 0,2) \%$, $(41,8 \pm 0,2) \%$, $(82,8 \pm 0,2) \%$ respectivamente para la segunda corrida.
- El porcentaje de desviación con respecto al valor teórico en la primera, segunda y tercera etapa operando a flujo cruzado es $(363,0 \pm 0,2) \%$, $(59,0 \pm 0,2) \%$, $(53,6 \pm 0,2) \%$ respectivamente para la segunda corrida.

- El porcentaje de extracción experimental en flujo cruzado para la primera, segunda y tercera etapa es $(16,2 \pm 0,2) \%$, $(38,0 \pm 0,2) \%$, $(68,6 \pm 0,2) \%$ respectivamente para la tercera corrida.
- El porcentaje de desviación con respecto al valor teórico en la primera, segunda y tercera etapa operando a flujo cruzado es $(296,73 \pm 0,2) \%$, $(49,69 \pm 0,2) \%$, $(31,01 \pm 0,2) \%$ respectivamente para la tercera corrida.
- Los porcentajes de extracción operando a flujo cruzado fueron mejores que los reportados teóricamente.
- El porcentaje de extracción teórico en flujo contracorriente para la primera y segunda etapa es 76,60 %, 74,08 %.
- El porcentaje de extracción experimental en flujo contracorriente para la primera etapa en la primera corrida es $(3,8 \pm 0,4) \%$.
- El porcentaje de desviación con respecto al valor teórico en la primera etapa operando a flujo contracorriente en la primera corrida es $(94,8 \pm 0,4) \%$.
- El porcentaje de extracción experimental en flujo contracorriente para la primera etapa en la segunda corrida es $(11,0 \pm 0,4) \%$.
- El porcentaje de desviación con respecto al valor teórico en la primera etapa operando a flujo contracorriente en la segunda corrida es $(87,4 \pm 0,4) \%$.
- No fue posible calcular la desviación ni el porcentaje de extracción para la segunda etapa de flujo contracorriente en ninguna de las corridas experimentales.
- Los costos y la continua exposición al sistema ternario son factores limitativos para llevar a cabo una extracción a contracorriente.
- Se deben seguir las recomendaciones planteadas para lograr un funcionamiento más óptimo del equipo de extracción líquido-líquido.

RECOMENDACIONES

- Realizar la separación del tolueno que se encuentra en los extractos recuperados a fin recuperar el solvente para disminuir el costo de adquisición.
- Diseño de sedimentadores tapados de forma tal que se les pueda agregar una conexión para el bombeo de la mezcla (con aire) a la siguiente etapa.
- Diseño de diferentes tipos de paletas para optimizar el tiempo de agitación y la agitación misma.
- Diseño de paletas móviles para estudiar el comportamiento del flujo mediante partículas sólidas, a medida que se cambian los ángulos de inclinación.
- Empleo de diferentes sistemas ternarios para ampliar la gama de extracciones que puedan ser simuladas en el equipo.
- Al momento de realizar los cálculos se puede tomar en cuenta la disminución de la cantidad de refinado al realizar las pruebas de titulación y densidad, ya que esto permitiría calcular de nuevo la cantidad de solvente a emplear que en este caso disminuiría y así reduciría el costo del solvente al reducir su gasto.
- El equipo puede ser empleado para realizar pruebas relacionadas al tratamiento de agua (pruebas de jarras).
- Elaborar tapas en ultraleno, para cerrar los tanques y evitar así la volatilización de la solución.
- Realizar perforaciones de mayor diámetro en el fondo de los tanques, a fin de reducir el líquido remanente en ellos.
- Trabajar con balanzas tengan un alto rango, para disminuir los errores en la pesada.
- La concentración del titulante no debe ser alta, asegurando de este modo una mayor exactitud en el momento de alcanzar el punto de viraje.
- Realizar el implante de deflectores en los tanques para optimizar el mezclado.
- Sustituir el pedal del motor por un potenciómetro, a fin de determinar la velocidad de agitación.
- Reponer las mangueras al menos cada 5 operaciones, ya que éstas se endurecen con el contacto continuo con la mezcla

- No verter los extractos al desagüe, sino depositarlos en un frasco ámbar para poder recuperar el solvente posteriormente.
- Utilizar el equipo de protección adecuado debido a la toxicidad del sistema ternario.
- Siempre realizar las operaciones dentro de la campana extractora.
- Lavar y secar los tanques después de cada mezclado y sedimentación, a fin de evitar contaminar la nueva solución.
- Trabajar en flujo contracorriente usando embudos de separación debido a la complejidad del procedimiento.
- Operar el equipo de manera continua mediante la implantación de bombas y recirculaciones.
- Realizar mantenimiento al sistema de poleas, para evitar crear un roce con los ejes, ocasionando así averías en el motor.

REFERENCIAS BIBIOGRÁFICAS

A continuación se muestran las fuentes bibliográficas utilizadas durante la investigación de la evaluación del equipo de extracción líquido-líquido

1. Canché, José Alfonso. (2000). *Planta piloto hibrido de tratamiento de aguas residuales para la Universidad de Quintana Roo*. Universidad de Quintana Roo. Disponible: http://dzibanche.biblos.uqroo.mx/spc/investigacion/Eco_rec_natur_des_sustent/proyecto/Planta_piloto.htm. [Consulta: 2007, Marzo 08].
2. Guanipa Quintero, Víctor. *Herramientas de Fenómeno de Transporte*. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Venezuela.
3. Martín Toro, Felipe y Francisco (2002). *Diseño y construcción de un banco experimental de intercambiadores de calor para ser instalado en el Laboratorio de Ingeniería Química de la Universidad de Carabobo*. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Venezuela.
4. Mason, Samuel., Prutton, Carl. (2004). *Fundamentos de Fisicoquímica*. México. Editorial Limusa.
5. Mc Cabe, Smith (1991). *Operaciones Unitarias en Ingeniería*. Madrid. Editorial Mc Graw-Hill.
6. Mejía, N., Fernández, C. (2002). *Diseño de una planta piloto para sulfonar un alquilato pesado lineal*. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Venezuela.
7. Mezones, N., Quartuccio J. (2002). *Diseño de una planta piloto para la elaboración de fertilizantes, a partir del ácido fosfórico producido por Tripoliven C.A.* Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Venezuela.
8. Pérez, Cathy., Torres, Liana (2005). *Lineamientos Metodológicos para la redacción y elaboración del plan de trabajo*. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Venezuela.
9. Treybal, Robert E (1951). *Liquid Extraction*. 1 Edición. Editorial Mc Graw-Hill.

10. Treybal, Robert E (1998). *Operaciones de Transferencia de Masa*. 2 Edición. Editorial Mc Graw-Hill.
11. Universidad de Alicante. (2005). *Plantas piloto de la universidad de alicante son las primeras en España en recibir 8 certificados de calidad*. Disponible: <http://www.ua.es/es/servicios/comunicacion/notas/05101303.html>.
[Consulta: 2007, Marzo 14].

APÉNDICES

APÉNDICE A: CÁLCULOS TÍPICOS.

En esta sección se muestran los cálculos necesarios para el dimensionamiento de los equipos y accesorios a emplear para el montaje del equipo de extracción líquido-líquido así como también se muestra la manipulación de los datos para obtener los resultados necesarios para la evaluación del equipo.

1. Cálculo de los parámetros relacionados al diseño y dimensionamiento del equipo de extracción:

Primeramente se determinaron las dimensiones de los tanques a emplear para el mezclado, para ello se tomo en cuenta la ecuación 3.1 y considerando un volumen del tanque de 750 mL se determinó la altura de los tanques según:

$$H_T = \sqrt[3]{\frac{6,25 \cdot 750 \text{cm}^3}{3,1415}} = 11,4071 \text{cm}$$

Luego se calculo el diámetro del tanque según la ecuación 3.2:

$$D_T = 0,8 \cdot 11,4071 \text{cm} = 9,1257 \text{cm}$$

2. Cálculo de la potencia requerida:

Para determinar la potencia requerida por el motor, es necesario conocer la distancia total entre dos paletas del agitador:

$$D_A = 4 \text{cm}$$

Ahora se determina la densidad de la mezcla luego de agregar el solvente a la alimentación, mediante la ecuación 3.11 y ajustándola a 3 componentes nos queda de la siguiente manera:

$$\rho_M = \frac{V_{Sto}}{V_M} \cdot \rho_{Sto} + \frac{V_{H_2O}}{V_M} \cdot \rho_{H_2O} + \frac{V_S}{V_M} \cdot \rho_S$$
$$\rho_M = \frac{150 \text{ml}}{550 \text{ml}} \cdot 1,048 \frac{\text{g}}{\text{mL}} + \frac{350 \text{ml}}{550 \text{ml}} \cdot 0,996 \frac{\text{g}}{\text{mL}} + \frac{50 \text{ml}}{550 \text{ml}} \cdot 0,864 \frac{\text{g}}{\text{mL}} = 1,0430 \frac{\text{g}}{\text{mL}}$$

Al transformar los valores de densidad y D_A (calculadas anteriormente) al sistema inglés nos queda respectivamente:

$$\rho_M = 77,81 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$D_A = 0,1312 \text{ft}$$

Posteriormente, mediante el uso de las tablas de viscosidades (Ver Tabla C.3) y usando el nomograma (Ver Figura C.4) se obtienen las densidades del ácido acético, agua y tolueno a 25 °C:

$$\mu_{Sto} = 1,2cp$$

$$\mu_{H_2O} = 0,93cp$$

$$\mu_S = 0,6cp$$

Donde la viscosidad de la mezcla se determina de igual forma que para la densidad, mediante la siguiente ecuación:

$$\mu_M = \frac{V_{Sto}}{V_M} \cdot \mu_{Sto} + \frac{V_{H_2O}}{V_M} \cdot \mu_{H_2O} + \frac{V_S}{V_M} \cdot \mu_S$$

$$\mu_M = \frac{150ml}{550ml} \cdot 1,2cp + \frac{350ml}{550ml} \cdot 0,93cp + \frac{50ml}{550ml} \cdot 0,6cp = 0,8320cp$$

Ahora, se determina la velocidad de agitación mediante la relación de poleas, usando la ecuación 3.4:

$$V_{Polea} = \left(\frac{V_{M_P}}{D_{Polea}} \right) \cdot D_M$$

$$V_{Polea} = \left(\frac{7000rpm}{4in} \right) \cdot 0,75in = 1312,5rpm$$

Quedando expresada así:

$$N = \left(\frac{1312,5}{60} \right) \frac{r}{s} = 21,875 \frac{r}{s}$$

Se procede a determinar el número de Reynolds mediante la ecuación 3.5:

$$N_{Re} = \frac{D_A^2 \cdot N \cdot \rho_M}{\mu_M}$$

$$N_{Re} = \frac{(0,1312ft)^2 \cdot 21,875 \frac{1}{s} \cdot 77,81 \frac{lb}{ft^3}}{5,591 \cdot 10^{-4} \frac{lb}{ft \cdot s}} = 52403,66$$

Posteriormente, se lee el valor del Número de Potencia de la curva D en la figura C.3, reportando:

$$N_P = 0,1$$

Y se busca los valores de “a” y “b” mediante la tabla C.1, los cuales son sustituidos mediante el cálculo del valor “m” como se muestra a continuación, empleando la ecuación 3.6:

$$a = 1 \quad b = 40$$

$$m = \left(\frac{a - \log_{10} N_{Re}}{b} \right)$$

$$m = \left(\frac{1 - \log_{10} 52403,66}{40} \right) = -0,0929$$

Luego se procede a determinar el Número de Froude mediante la siguiente ecuación 3.7:

$$N_{Fr} = \frac{D_A \cdot N_{Polea}^2}{g}$$

$$N_{Fr} = \frac{0,1312ft \cdot \left(21875 \frac{1}{s^2}\right)^2}{32,17} = 19515$$

Se corrige el número de potencia utilizando la ecuación 3.8:

$$N_{P_{Corregido}} = N_P \cdot N_{Fr}^m$$

$$N_{P_{Corregido}} = 0,1 \cdot (19515)^{-0,0929} = 0,0939$$

Finalmente, se determina la potencia requerida por el motor empleando la ecuación 3.9:

$$P = \frac{D_A^5 \cdot N_{P_{Corregido}} \cdot N^3 \cdot \rho}{g}$$

$$P = \frac{(0,1312ft)^5 \cdot 0,0939 \cdot \left(21875 \frac{1}{s}\right)^3 \cdot 77,8 \frac{lb}{ft^3}}{32,17 \frac{lb \cdot ft}{lb \cdot s^2}} = 9,24 \cdot 10^{-2} \frac{ft \cdot bf}{s}$$

Llevando al S.I. de unidades:

$$P = 2,25W$$

3. *Cálculo del porcentaje de extracción teórico por etapas trabajando a Flujo cruzado:*

Teniendo en cuenta la ecuación 3.10 y los datos reportados en la tabla B.3 se obtiene la siguiente ecuación:

$$V_F = V_{Sto} + V_{H_2O}$$

$$V_F = (150 + 350)mL = 500mL$$

Usando la ecuación 3.11 se determina la densidad de la mezcla:

$$\rho_F = \frac{V_{Sto}}{V_F} \cdot \rho_{Sto} + \frac{V_{H_2O}}{V_F} \cdot \rho_{H_2O}$$

$$\rho_F = \frac{150mL}{500mL} \cdot 1,048 \frac{g}{mL} + \frac{350mL}{500mL} \cdot 0,996 \frac{g}{mL} = 1,0116 \frac{g}{mL}$$

Se calcula la cantidad de alimentación a partir de la ecuación 3.12:

$$F = V_F \cdot \rho_F$$

$$F = 500mL \cdot 1,0116 \frac{g}{mL} = 505,8g$$

Ya obtenida la alimentación F, se determina la concentración del soluto en la alimentación mediante la ecuación 3.14:

$$X_F = \frac{V_{Sto} \cdot \rho_{Sto}}{F}$$

$$X_F = \frac{150mL \cdot 1,048 \frac{g}{mL}}{505,8g} = 0,3107$$

Y posteriormente, se determina la cantidad de solvente a adicionar empleando la ecuación 3.13:

$$S = V_S \cdot \rho_S$$

$$S = 50mL \cdot 0,864 \frac{g}{mL} = 43,2g$$

Ahora usando la ecuación 3.15, se determina la cantidad de la mezcla:

$$M = F + S$$

$$M = (505,8 + 43,2)g = 549g$$

Ya determinada la cantidad de la mezcla, se procede a calcular la composición de soluto en la mezcla a partir de la ecuación 2.11:

$$X_{M1} = \frac{X_F \cdot F + y_S \cdot S}{M}$$

$$X_{M1} = \frac{(0,3108 \cdot 505,8 + 0 \cdot 43,2)g}{549g} = 0,2863$$

Para determinar las composiciones x_1 y y_1 se aplico la regla de la palanca como sigue:

$$\Delta x_i = \frac{\overline{x_i x_{Mi}}}{\overline{x_i y_i}} \cdot \Delta x_{Sto\overline{xy}}$$

Donde:

Δx_i : Variación en el soluto del refinado que se debe agregar a x_{Mi} para obtener x_i .

$\overline{x_i x_{Mi}}$: Longitud medida desde x_{Mi} hasta la curva Binodal en la región de refinado (cm).

$\overline{x_i y_i}$: Longitud medida desde x_{Mi} hasta la curva Binodal en la región de extracto (cm).

$\Delta x_{Sto\overline{xy}}$: Variación en la concentración de soluto de los puntos de equilibrio de la línea de reparto más cercana al x_{Mi} .

Ya obtenidas las composiciones X_1 y Y_1 , mediante el Anexo 1, se procede a determinar la cantidad de refinado R_1 modificando la ecuación 2.12:

$$R_1 = \left(\frac{X_{M1} - Y_1}{X_1 - Y_1} \right) \cdot M_1$$

$$R_1 = \left(\frac{0,2863 - 0,2838}{0,2866 - 0,2838} \right) \cdot 549g = 490,18g$$

Ahora mediante la ecuación 2.13, se obtiene la cantidad de extracto E_1 :

$$E_1 = M_1 - R_1$$

$$E_1 = (549 - 490,18)g = 58,82g$$

Las composiciones de soluto en el extracto

Finalmente se determina el porcentaje de extracción teórico en la primera etapa, mediante la ecuación 3.22:

$$\%Ext_{Etap_{i+1,i}} = \frac{M_{Sto_{E_i+1}}}{M_{Sto_{F_i}}} \cdot 100$$

$$\%Ext_{Etap_{2,1}} = \frac{0,2838 \cdot 58,82g}{0,3107 \cdot 505,8g} \cdot 100 = 10,62\%$$

4. *Cálculo del porcentaje de extracción experimental por etapas trabajando a flujo cruzado en la primera corrida:*

La densidad de la Alimentación se calcula utilizando los valores reportados en la Tabla B.1 modificando las ecuaciones 3.19 y 3.20

$$M_{PRO_{pic}} = \left(\frac{\sum_{i=1}^n M_{PIC_{LLENO}}}{n} \right)$$

$$M_{PRO_{pic}} = \left(\frac{(50,0984 + 50,0985 + 50,0983)g}{3} \right) = 50,0984g$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta M_{PRO_{pic}} = \Delta M_{Bal}$$

Sustituyendo los errores instrumentales requeridos se obtiene:

$$\Delta M_{PRO_{pic}} = 0,0001g$$

$$\rho_F = \left(\frac{M_{PRO_{PIC}} - M_{PIC_{VACIO}}}{V_{PIC}} \right)$$

$$\rho_F = \frac{(50,0984 - 24,1361)g}{25,193mL} = 1,0305 \frac{g}{mL}$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta \rho_F = \left| \frac{1}{V_{PIC}} \right| \cdot \Delta M_{PRO_{PIC}} + \left| \frac{1}{V_{PIC}} \right| \cdot \Delta M_{PIC_{VACIO}} + \left| -\frac{M_{PRO_{PIC}} - M_{PIC_{VACIO}}}{V_{PIC}^2} \right| \cdot \Delta V_{PIC}$$

Sustituyendo los errores instrumentales y calculados requeridos se obtiene:

$$\Delta \rho_F = \left| \frac{1}{25,193mL} \right| \cdot 0,0001g + \left| \frac{1}{25,193mL} \right| \cdot 0,0001g + \left| -\frac{(50,0984 - 24,1361)g}{(25,193mL)^2} \right| \cdot 0,001mL$$

$$\Delta\rho_F = 0,0000488 \frac{g}{mL} = 0,00005 \frac{g}{mL}$$

Los cálculos de F , x_F , S , M_1 , x_{M1} se realizan según las mismas ecuaciones planteadas anteriormente:

$$F = 500mL \cdot 1,0305 \frac{g}{mL} = 515,25g$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta F = |\rho_F| \cdot \Delta V_F + |V_F| \cdot \Delta \rho_F$$

Sustituyendo los errores instrumentales y calculados requeridos se obtiene:

$$\Delta F = \left| 1,0305 \frac{g}{mL} \right| \cdot 0,15mL + |500mL| \cdot 0,00005 \frac{g}{mL}$$

$$\Delta F = 0,1796g = 0,2g$$

$$x_F = \frac{150mL \cdot 1,048 \frac{g}{mL}}{515,25g} = 0,3050$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta x_F = \left| \frac{\rho_F}{F} \right| \cdot \Delta V_F + \left| \frac{V_F}{F} \right| \cdot \Delta \rho_F + \left| -\frac{\rho_F \cdot V_F}{F^2} \right| \cdot \Delta F$$

Sustituyendo los errores instrumentales y calculados requeridos se obtiene:

$$\Delta x_F = \left| \frac{1,0305 \frac{g}{mL}}{515,25g} \right| \cdot 0,15mL + \left| \frac{500mL}{515,25g} \right| \cdot 0,00005 \frac{g}{mL} + \left| -\frac{500mL \cdot 1,0305 \frac{g}{mL}}{(515,25g)^2} \right| \cdot 0,2g$$

$$\Delta x_F = 0,000736 = 0,0007$$

$$S = 50mL \cdot 0,864 \frac{g}{mL} = 43,2g$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta S = |\rho_S| \cdot \Delta V_S$$

Sustituyendo los errores instrumentales y calculados requeridos se obtiene:

$$\Delta S = \left| 0,864 \frac{g}{mL} \right| \cdot 0,5mL$$

$$\Delta S = 0,432g = 0,4g$$

$$M_1 = (515,25 + 43,2)g = 558,45g$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta M_1 = \Delta F + \Delta S$$

Sustituyendo los errores instrumentales y calculados requeridos se obtiene:

$$\Delta M = 0,6g + 0,4g = 1g$$

$$X_{M1} = \frac{(0,3050 \cdot 515,25 + 0 \cdot 43,2)g}{558,45g} = 0,2814$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta X_{M1} = \left| \frac{F}{M} \right| \cdot \Delta X_F + \left| \frac{X_F}{M} \right| \cdot \Delta F + \left| \frac{S}{M} \right| \cdot \Delta y_S + \left| \frac{y_S}{M} \right| \cdot \Delta S + \left| -\frac{X_F \cdot F + y_S \cdot S}{M^2} \right| \cdot \Delta M$$

Sustituyendo los errores instrumentales y calculados requeridos se obtiene:

$$\Delta X_{M1} = \left| \frac{515,25g}{558,45g} \right| \cdot 0,0007 + \left| \frac{0,3050}{558,45g} \right| \cdot 0,2g + \left| -\frac{0,3050 \cdot 515,25g + 0 \cdot 43,2g}{(558,45g)^2} \right| \cdot 1g$$

$$\Delta X_{M1} = 0,001258 = 0,001$$

Para calcular la densidad del refinado, se determina usando los datos reportados en la Tabla B.3, empleando la ecuación 3.19:

$$M_{PRO_{pic}} = \left(\frac{\sum_{i=1}^n M_{Pic_{LLENO}}}{n} \right)$$

$$M_{PRO_{PIC} R1} = \left(\frac{(49,5134 + 49,5133 + 49,5134)g}{3} \right) = 49,5133g$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta M_{PRO_{R1}} = \Delta M_{Bal}$$

Sustituyendo los errores instrumentales requeridos se obtiene:

$$\Delta M_{PRO_{pic}} = 0,0001g$$

Ahora se procede a calcular la densidad del refinado R₁ mediante la ecuación 3.20:

$$\rho_R = \left(\frac{M_{PRO_{PIC}} - M_{PIC_{VACIO}}}{V_{PIC}} \right)$$

$$\rho_R = \left(\frac{(49,5133 - 24,1362)g}{25,193ml} \right) = 1,0073 \frac{g}{mL}$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta\rho_R = \left| \frac{1}{V_{Pic}} \right| \cdot \Delta M_{PRO_{Pic}} + \left| \frac{1}{V_{Pic}} \right| \cdot \Delta M_{PIC_{VACIO}} + \left| -\frac{M_{PRO_{Pic}} - M_{PIC_{VACIO}}}{V_{Pic}^2} \right| \cdot \Delta V_{Pic}$$

Sustituyendo los errores instrumentales y calculados requeridos se obtiene:

$$\Delta\rho_{R_1} = \left| \frac{1}{25,193mL} \right| \cdot 0,0001g + \left| \frac{1}{25,193mL} \right| \cdot 0,0001g + \left| -\frac{(49,5133 - 24,1361)g}{(25,193mL)^2} \right| \cdot 0,001mL$$

$$\Delta\rho_{R_1} = 0,0000479 \frac{g}{mL} = 0,00005 \frac{g}{mL}$$

Luego se calcula el volumen promedio de Hidróxido de sodio empleado para titular las alícuotas del refinado según la ecuación 3.16 y los datos reportados en la tabla B.1:

$$V_{P_{NaOH}} = \left(\frac{\sum_{i=1}^n V_{NaOH}}{n} \right)$$

$$V_{P_{NaOH}} = \left(\frac{(4,2 + 4,2 + 4,3)mL}{3} \right) = 4,233mL$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta V_{P_{NaOH}} = \Delta V_{Bur}$$

Sustituyendo los errores instrumentales requeridos se obtiene:

$$\Delta V_{P_{NaOH}} = 0,05mL$$

Después de haber obtenido el valor del volumen promedio, se procede a determinar la concentración del soluto en el refinado mediante la siguiente expresión:

$$C_{R_i} = \left(\frac{V_{P_{NaOH}} \cdot C_{NaOH}}{V_{Ali_{Ri}}} \right) = 5,0796M$$

$$C_{R_i} = \left(\frac{4,233mL \cdot 6M}{5mL} \right) = 5,0796M$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta C_{R_1} = \left| \frac{C_{NaOH}}{V_{Ali_{R1}}} \right| \cdot \Delta V_{P_{NaOH}} + \left| \frac{V_{P_{NaOH}}}{V_{Ali_{R1}}} \right| \cdot \Delta C_{NaOH} + \left| -\frac{C_{NaOH} \cdot V_{P_{NaOH}}}{V_{Ali_{R1}}^2} \right| \cdot \Delta V_{Ali_{R1}}$$

Sustituyendo los errores instrumentales requeridos se obtiene:

$$\Delta C_{R_1} = \left| \frac{6M}{5mL} \right| \cdot 0,05mL + \left| \frac{4,233mL}{5mL} \right| \cdot 0,5M + \left| -\frac{4,233mL \cdot 6M}{(5mL)^2} \right| \cdot 0,01mL$$

$$\Delta C_{R_1} = 0,4934M = 0,5M$$

Usando la ecuación 3.18 y los valores reportados en la Tabla B.1, se obtiene la cantidad de refinado en la primera etapa:

$$R_1 = 451ml \cdot 1,0073 \frac{g}{ml} = 454,29g$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta R_1 = \left| \rho_{R_1} \right| \cdot \Delta V_{R_1} + \left| V_{R_1} \right| \cdot \Delta \rho_{R_1}$$

Sustituyendo los errores instrumentales requeridos se obtiene:

$$\Delta R_1 = \left| 1,0073 \frac{g}{mL} \right| \cdot 10mL + \left| 451mL \right| \cdot 0,00005 \frac{g}{mL}$$

$$\Delta R_1 = 10,0955g = 10g$$

Una vez obtenido la masa de refina se determina la concentración de soluto en el refinado según la ecuación 3.21:

$$X_i = \left(\frac{C_{R_i} \cdot V_{R_i} \cdot PM_{Sto} \cdot 1L}{1000mL \cdot R_i} \right)$$

$$X_i = \left(\frac{5,0796 \frac{mol}{L} \cdot 451mL \cdot 60 \frac{g}{gmol} \cdot 1L}{1000mL \cdot 454,29g} \right) = 0,3026$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta X_1 = \left| \frac{V_{R_1} \cdot PM_{Sto} \cdot 1L}{1000mL \cdot R_1} \right| \cdot \Delta C_{R_1} + \left| \frac{C_{R_1} \cdot PM_{Sto} \cdot 1L}{1000mL \cdot R_1} \right| \cdot \Delta V_{R_1} + \left| -\frac{C_1 \cdot V_{R_1} \cdot PM_{Sto} \cdot 1L}{1000mL \cdot R_1^2} \right| \cdot \Delta R_1$$

Sustituyendo los errores instrumentales requeridos se obtiene:

$$\Delta X_1 = \left| \frac{451mL \cdot 60 \frac{g}{gmol} \cdot 1L}{1000mL \cdot 454,29g} \right| \cdot 0,5M + \left| \frac{5,0796 \frac{mol}{L} \cdot 60 \frac{g}{gmol} \cdot 1L}{1000mL \cdot 454,29g} \right| \cdot 10mL + \left| -\frac{5,0796 \frac{mol}{L} \cdot 451mL \cdot 60 \frac{g}{gmol} \cdot 1L}{1000mL \cdot (454,29g)^2} \right| \cdot 10g$$

$$\Delta X_1 = 0,04315 = 0,04$$

Luego se calcula la concentración de soluto en el refinado con la siguiente ecuación:

$$E_1 = (515,25 - 454,29)g = 60,96g$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta E_1 = \Delta M_1 + \Delta R_1$$

Sustituyendo los errores instrumentales requeridos se obtiene:

$$\Delta E_1 = 1g + 10g = 11g$$

Una vez calculado la masa del extracto se calcula la concentración de soluto en el extracto, para ello se despeja de la ecuación 2.24 y se obtiene:

$$y_i = \frac{x_{M_i} \cdot M_i - x_1 \cdot R_1}{E_i}$$

$$y_i = \frac{0,2815 \cdot 558,45g - 0,3026 \cdot 454,29g}{60,96g} = 0,3237$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta y_1 = \left| \frac{M_1}{E_1} \right| \cdot \Delta x_{M_1} + \left| \frac{x_{M_1}}{E_1} \right| \cdot \Delta M_1 + \left| \frac{R_1}{E_1} \right| \cdot \Delta x_1 + \left| \frac{x_1}{E_1} \right| \cdot \Delta R_1 + \left| -\frac{x_{M_1} \cdot M_1 - x_1 \cdot R_1}{E_1^2} \right| \cdot \Delta E_1$$

Sustituyendo los errores instrumentales requeridos se obtiene:

$$\Delta y_1 = \left| \frac{558,45g}{60,96g} \right| \cdot 0,001 + \left| \frac{0,2815}{60,96g} \right| \cdot 1g + \left| \frac{454,29g}{60,96g} \right| \cdot 0,04 + \left| \frac{0,3026}{60,96g} \right| \cdot 10g +$$

$$\left| -\frac{0,2815 \cdot 558,45g - 0,3026 \cdot 454,29g}{(60,96g)^2} \right| \cdot 11g$$

$$\Delta y_1 = 0,4199 = 0,4$$

Finalmente se determina el porcentaje de extracción experimental en la primera etapa, mediante la ecuación 3.22:

$$\%Ext_{Etap_{i+1,i}} = \frac{M_{Sto_{E_i+1}}}{M_{Sto_{F_i}}} \cdot 100$$

$$\%Ext_{Etap_{2,1}} = \frac{0,3237 \cdot 60,96g}{0,3050 \cdot 515,25g} \cdot 100 = 12,55\%$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta\%Ext_{Etapa_{2,1}} = \left| \frac{E_1}{X_F \cdot F} \right| \cdot \Delta y_1 + \left| \frac{y_1}{X_F \cdot F} \right| \cdot \Delta E_1 + \left| -\frac{y_1 \cdot E_1}{X_F^2 \cdot F} \right| \cdot \Delta x_f + \left| -\frac{y_1 \cdot E_1}{X_F \cdot F^2} \right| \cdot \Delta F$$

Sustituyendo los errores instrumentales requeridos se obtiene:

$$\begin{aligned} \Delta\%Ext_{Etapa_{2,1}} &= \left| \frac{60,96g}{0,3050 \cdot 515,25g} \right| \cdot 0,4 + \left| \frac{0,3237}{0,3050 \cdot 515,25g} \right| \cdot 11g + \\ &\left| -\frac{0,3237 \cdot 60,96g}{(0,3050)^2 \cdot 515,25g} \right| \cdot 0,0007 + \left| -\frac{0,3237 \cdot 60,96g}{0,3050 \cdot (515,25g)^2} \right| \cdot 0,2g \\ \Delta\%Ext_{Etapa_{2,1}} &= 0,1781 = 0,2 \end{aligned}$$

5. *Cálculo del porcentaje de desviación entre el porcentaje de extracción teórico y experimental operando a flujo cruzado:*

Según la ecuación 3.23:

$$\begin{aligned} \%Desv &= \left(\frac{Valor_{TEÓRICO} - Valor_{EXPERIMENTAL}}{Valor_{TEÓRICO}} \right) \cdot 100 \\ \%Desv &= \left(\frac{|10,62\% - 12,55\%|}{10,62\%} \right) \cdot 100 = 18,17\% \end{aligned}$$

Los resultados de las etapas 2 y 3 se han reportado en las tablas 4.2.5, 4.2.6, y 4.2.7.

6. *Cálculo del porcentaje de extracción teórica por etapas trabajando a Flujo contracorriente :*

Para este caso, el procedimiento es diferente, ya que debido a que se tiene el número de etapas (2), se supone un valor X_2 y se realiza un método iterativo para hallar el punto pivote, utilizando el diagrama ternario (Ver Anexo 2), con el fin de obtener las composiciones del soluto tanto en el refinado como en el extracto. A continuación se muestra el valor supuesto de X_2 , el valor recalculado y su porcentaje de desviación, modificando la ecuación 3.23:

$$X_{2_{Sup}} = 0,2710$$

$$X_{2_{Cal}} = 0,2692$$

$$\%Desv = \left(\frac{VSup_{XM_2} - VRec_{XM_2}}{VSup_{XM_2}} \right) \cdot 100$$

$$\%Desv = \left(\frac{|0,2710 - 0,2692|}{0,2710} \right) \cdot 100 = 0,6642\%$$

Ahora se determina la cantidad alimentada mediante la ecuación 3.12:

$$F = 140mL \cdot 10116 \frac{g}{mL} = 141624g$$

Y posteriormente, se determina la cantidad de solvente a adicionar empleando la ecuación 3.13:

$$S = 15mL \cdot 0,864 \frac{g}{mL} = 12,96g$$

Ahora se procede a determinar, las composiciones del soluto en el extracto y refinado utilizando la ecuación 2.19:

$$F + S = M_1 = E_1 + R_{Np}$$

$$M = (141624 + 12,96)g = 154,584g$$

Ya obtenida la alimentación F, se determina la concentración del soluto en la alimentación mediante la ecuación 3.15:

$$x_F = \frac{42mL \cdot 1048 \frac{g}{mL}}{141624g} = 0,3107$$

Usando las ecuaciones 2.11, 2.12 y 2.13, se obtienen los siguientes valores respectivamente:

$$x_F \cdot F + y_S \cdot S = x_{M_1} \cdot M_1$$

$$x_1 \cdot R_1 + y_1 \cdot E_1 = x_{M_1} \cdot M_1$$

$$R_i + S = M_{i+1} = E_{i+1} + R_{i+1}$$

$$x_M = \frac{0,3107 \cdot 141624g - 0 \cdot 12,96g}{154,584g} = 0,2847$$

$$E_1 + R_2 = M$$

$$x_2 \cdot R_2 + y_1 \cdot E_1 = x_M \cdot M$$

Al sustituir las dos ecuaciones anteriores se obtiene:

$$R_2 = 38,2707g$$

$$E_1 = 116,3132g$$

$$R_2 - S = R_1 - E_2$$

$$X_2 \cdot R_2 - Y_S \cdot S = X_1 \cdot R_1 - Y_2 \cdot E_2$$

Al sustituir las dos ecuaciones anteriores se obtiene:

$$R_1 = 135,8664g$$

$$E_2 = 110,5557g$$

Finalmente se determina el porcentaje de extracción teórico mediante la ecuación 3.22

$$\%Ext_{Etapas_{i+1,i}} = \frac{M_{Sto_{E_i+1}}}{M_{Sto_{F_i}}} \cdot 100$$

$$\%Ext_{Etapas_{2,1}} = \frac{0,2898 \cdot 116,3132g}{0,3107 \cdot 141,624g} \cdot 100 = 76,60\%$$

7. *Cálculo del porcentaje de extracción experimental por etapas trabajando a Flujo contracorriente para la primera corrida:*

Inicialmente se calcula la cantidad de alimentación a utilizar, pero para ello es necesario determinar la densidad de la misma a partir de los datos reportados en la Tabla B.1 usando las ecuaciones 3.19 y 3.20 respectivamente:

$$M_{PRO_{PIC_F}} = \left(\frac{(50,0984 + 50,0985 + 50,0983)g}{3} \right) = 50,0984g$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta M_{PRO_{pic}} = \Delta M_{Bal}$$

Sustituyendo los errores instrumentales requeridos se obtiene:

$$\Delta M_{PRO_{pic}} = 0,0001g$$

$$\rho_F = \left(\frac{(50,0984 - 24,1059)g}{25,193ml} \right) = 10317 \frac{g}{ml}$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta\rho_F = \left| \frac{1}{V_{Pic}} \right| \cdot \Delta M_{PRO_{Pic}} + \left| \frac{1}{V_{Pic}} \right| \cdot \Delta M_{PIC_{VACIO}} + \left| -\frac{M_{PRO_{Pic}} - M_{PIC_{VACIO}}}{V_{Pic}^2} \right| \cdot \Delta V_{Pic}$$

Sustituyendo los errores instrumentales y calculados requeridos se obtiene:

$$\Delta\rho_F = \left| \frac{1}{25,193mL} \right| \cdot 0,0001g + \left| \frac{1}{25,193mL} \right| \cdot 0,0001g + \left| -\frac{(50,0984 - 24,1059)g}{(25,193mL)^2} \right| \cdot 0,001mL$$

$$\Delta\rho_F = 0,0000488 \frac{g}{mL} = 0,00005 \frac{g}{mL}$$

Ahora se determina la cantidad alimentada mediante la ecuación 3.13:

$$F = 140mL \cdot 1,0317 \frac{g}{mL} = 144,438g$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta F = |\rho_F| \cdot \Delta V_F + |V_F| \cdot \Delta\rho_F$$

Sustituyendo los errores instrumentales y calculados requeridos se obtiene:

$$\Delta F = \left| 1,0317 \frac{g}{mL} \right| \cdot 0,15mL + \left| 500mL \right| \cdot 0,00005 \frac{g}{mL}$$

$$\Delta F = 0,1797g = 0,2g$$

Ya obtenida la alimentación F, se determina la concentración del soluto en la alimentación mediante la ecuación 3.15:

$$x_F = \frac{42mL \cdot 1,0317 \frac{g}{mL}}{144,438g} = 0,3$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta x_F = \left| \frac{\rho_F}{F} \right| \cdot \Delta V_F + \left| \frac{V_F}{F} \right| \cdot \Delta\rho_F + \left| -\frac{\rho_F \cdot V_F}{F^2} \right| \cdot \Delta F$$

Sustituyendo los errores instrumentales y calculados requeridos se obtiene:

$$\Delta x_F = \left| \frac{1,0317 \frac{g}{mL}}{144,438g} \right| \cdot 0,15mL + \left| \frac{140mL}{144,438g} \right| \cdot 0,00005 \frac{g}{mL} + \left| -\frac{140mL \cdot 1,0317 \frac{g}{mL}}{(144,438g)^2} \right| \cdot 0,2g$$

$$\Delta x_F = 0,0025 = 0,003$$

Y posteriormente, se determina la cantidad de solvente a adicionar empleando la ecuación 3.14:

$$S = 15mL \cdot 0,864 \frac{g}{mL} = 12,96g$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta S = |\rho_s| \cdot \Delta V_s$$

Sustituyendo los errores instrumentales y calculados requeridos se obtiene:

$$\Delta S = \left| 0,864 \frac{g}{mL} \right| \cdot 0,5 mL$$

$$\Delta S = 0,432g = 0,4g$$

Empleando la ecuación 2.13 se obtiene:

$$M = (144,438 + 12,96)g = 157,398g$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta M_1 = \Delta F + \Delta S$$

Sustituyendo los errores instrumentales y calculados requeridos se obtiene:

$$\Delta M = 0,2g + 0,4g = 0,6g$$

$$X_M = \frac{(0,3 \cdot 144,438 + 0 \cdot 12,96)g}{157,398g} = 0,2753$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta X_{M_1} = \left| \frac{F}{M} \right| \cdot \Delta X_F + \left| \frac{X_F}{M} \right| \cdot \Delta F + \left| \frac{S}{M} \right| \cdot \Delta y_s + \left| \frac{y_s}{M} \right| \cdot \Delta S + \left| -\frac{X_F \cdot F + y_s \cdot S}{M^2} \right| \cdot \Delta M$$

Sustituyendo los errores instrumentales y calculados requeridos se obtiene:

$$\Delta X_{M_1} = \left| \frac{144,438g}{157,398g} \right| \cdot 0,0007 + \left| \frac{0,3}{157,398g} \right| \cdot 0,2g + \left| -\frac{0,3 \cdot 144,438g + 0 \cdot 12,96g}{(157,398g)^2} \right| \cdot 1g$$

$$\Delta X_{M_1} = 0,00277 = 0,003$$

Para calcular la densidad del refinado, se determina usando los datos reportados en la Tabla B.9, empleando la ecuación 3.19:

$$M_{PRO_{PIC} R_1} = \left(\frac{(50,0939 + 50,0939)g}{2} \right) = 50,0939g$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta M_{PRO_{R1}} = \Delta M_{Bal}$$

Sustituyendo los errores instrumentales requeridos se obtiene:

$$\Delta M_{PRO_{R1}} = 0,0001g$$

Ahora se procede a calcular la densidad del refinado R₁ mediante la ecuación 3.21:

$$\rho_R = \left(\frac{(50,0992 - 24,1059)g}{25,193ml} \right) = 10318 \frac{g}{mL}$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta\rho_R = \left| \frac{1}{V_{Pic}} \right| \cdot \Delta M_{PRO_{Pic}} + \left| \frac{1}{V_{Pic}} \right| \cdot \Delta M_{PIC_{VACIO}} + \left| -\frac{M_{PRO_{Pic}} - M_{PIC_{VACIO}}}{V_{Pic}^2} \right| \cdot \Delta V_{Pic}$$

Sustituyendo los errores instrumentales y calculados requeridos se obtiene:

$$\Delta\rho_{R_1} = \left| \frac{1}{25,193mL} \right| \cdot 0,0001g + \left| \frac{1}{25,193mL} \right| \cdot 0,0001g + \left| -\frac{(50,0992 - 24,1059)g}{(25,193mL)^2} \right| \cdot 0,001mL$$

$$\Delta\rho_{R_1} = 0,0000488 \frac{g}{mL} = 0,00005 \frac{g}{mL}$$

Luego se calcula el volumen promedio de Hidróxido de sodio empleado para titular las alícuotas del refinado según la ecuación 3.17 y los datos reportados en la tabla B.8:

$$V_{P_{NaOH}} = \left(\frac{(4,3 + 4,2)mL}{2} \right) = 4,25mL$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta V_{P_{NaOH}} = \Delta V_{Bur}$$

Sustituyendo los errores instrumentales requeridos se obtiene:

$$\Delta V_{P_{NaOH}} = 0,05mL$$

Después de haber obtenido el valor del volumen promedio, se procede a determinar la concentración del soluto en el refinado mediante la siguiente expresión:

$$C_{R_2} = \left(\frac{4,25mL \cdot 6M}{5mL} \right) = 5,1M$$

$$\Delta C_{R_1} = \left| \frac{C_{NaOH}}{V_{Ali_{R1}}} \right| \cdot \Delta V_{P_{NaOH}} + \left| \frac{V_{P_{NaOH}}}{V_{Ali_{R1}}} \right| \cdot \Delta C_{NaOH} + \left| -\frac{C_{NaOH} \cdot V_{P_{NaOH}}}{V_{Ali_{R1}}^2} \right| \cdot \Delta V_{Ali_{R1}}$$

Sustituyendo los errores instrumentales requeridos se obtiene:

$$\Delta C_{R_1} = \left| \frac{6M}{5mL} \right| \cdot 0,05mL + \left| \frac{4,25mL}{5mL} \right| \cdot 0,5M + \left| -\frac{4,25mL \cdot 6M}{(5mL)^2} \right| \cdot 0,01mL$$

$$\Delta C_{R_1} = 0,4952M = 0,5M$$

Usando la ecuación 3.18 y los valores reportados en la Tabla B.8, se obtiene la cantidad de refinado en la primera etapa:

$$R_2 = 136,00ml \cdot 1,0318 \frac{g}{ml} = 140,3248g$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta R_2 = \left| \rho_{R_2} \right| \cdot \Delta V_{R_2} + \left| V_{R_2} \right| \cdot \Delta \rho_{R_2}$$

Sustituyendo los errores instrumentales requeridos se obtiene:

$$\Delta R_2 = \left| 1,0318 \frac{g}{mL} \right| \cdot 1,5mL + \left| 136mL \right| \cdot 0,00005 \frac{g}{mL}$$

$$\Delta R_2 = 1,5545g = 2g$$

Una vez obtenido la masa de refina se determina la concentración de soluto en el refinado según la ecuación 3.21

$$x_2 = \left(\frac{5,10 \frac{mol}{L} \cdot 136,00mL \cdot 60 \frac{g}{gmol} \cdot 1L}{1000mL \cdot 140,3248g} \right) = 0,2966$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta x_2 = \left| \frac{V_{R_2} \cdot PM_{Sto} \cdot 1L}{1000mL \cdot R_2} \right| \cdot \Delta C_{R_2} + \left| \frac{C_{R_2} \cdot PM_{Sto} \cdot 1L}{1000mL \cdot R_2} \right| \cdot \Delta V_{R_2} + \left| - \frac{C_2 \cdot V_{R_2} \cdot PM_{Sto} \cdot 1L}{1000mL \cdot R_2^2} \right| \cdot \Delta R_2$$

Sustituyendo los errores instrumentales requeridos se obtiene:

$$\Delta x_2 = \left| \frac{136mL \cdot 60 \frac{g}{gmol} \cdot 1L}{1000mL \cdot 140,3248g} \right| \cdot 0,5M + \left| \frac{5,10 \frac{mol}{L} \cdot 60 \frac{g}{gmol} \cdot 1L}{1000mL \cdot 140,3248g} \right| \cdot 1,5mL +$$

$$\left| - \frac{5,10 \frac{mol}{L} \cdot 136mL \cdot 60 \frac{g}{gmol} \cdot 1L}{1000mL \cdot (140,3248g)^2} \right| \cdot 2g$$

$$\Delta x_2 = 0,0656 = 0,1$$

Luego se calcula la concentración de soluto en el refinado con la siguiente ecuación:

$$E_1 = (157,398 - 140,3248)g = 17,0732g$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta E_1 = \Delta M + \Delta R_2$$

Sustituyendo los errores instrumentales requeridos se obtiene:

$$\Delta E_1 = 0,6g + 2g = 3g$$

Una vez calculado la masa del extracto se calcula la concentración de soluto en el extracto, para ello se despeja de la ecuación 2.21 y se obtiene:

$$y_1 = \frac{0,2753 \cdot 157,398g - 0,2966 \cdot 140,3248g}{17,0732g} = 0,1046$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta y_1 = \left| \frac{M}{E_1} \right| \cdot \Delta x_M + \left| \frac{x_M}{E_1} \right| \cdot \Delta M + \left| \frac{R_2}{E_1} \right| \cdot \Delta x_1 + \left| \frac{x_2}{E_1} \right| \cdot \Delta R_2 + \left| -\frac{x_M \cdot M - x_2 \cdot R_2}{E_1^2} \right| \cdot \Delta E_1$$

Sustituyendo los errores instrumentales requeridos se obtiene:

$$\Delta y_1 = \left| \frac{157,398g}{17,0732g} \right| \cdot 0,003 + \left| \frac{0,2753}{17,0732g} \right| \cdot 0,6g + \left| \frac{140,3248g}{17,0732g} \right| \cdot 0,1 + \left| \frac{0,2966}{17,0732g} \right| \cdot 2g + \left| -\frac{0,2753 \cdot 157,398g - 0,2966 \cdot 140,3248g}{(17,0732g)^2} \right| \cdot 3g$$

$$\Delta y_1 = 0,9115 = 1$$

Aplicando la ecuación 2.15 y despejando E_2 se obtiene:

$$E_2 = (117,6024 + 12,96 - 140,3248)g = -9,7624g$$

Finalmente se determina el porcentaje de extracción experimental en la primera etapa, mediante la ecuación 3.22:

$$\%Ext_{Etap2,1} = \frac{0,1046 \cdot 17,0732g}{0,3 \cdot 144,438g} \cdot 100 = 4,12\%$$

Derivando parcialmente se obtiene el error según la siguiente ecuación:

$$\Delta \%Ext_{Etap2,1} = \left| \frac{E_1}{x_F \cdot F} \right| \cdot \Delta y_1 + \left| \frac{y_1}{x_F \cdot F} \right| \cdot \Delta E_1 + \left| -\frac{y_1 \cdot E_1}{x_F^2 \cdot F} \right| \cdot \Delta x_f + \left| -\frac{y_1 \cdot E_1}{x_F \cdot F^2} \right| \cdot \Delta F$$

Sustituyendo los errores instrumentales requeridos se obtiene:

$$\Delta \%Ext_{Etap2,1} = \left| \frac{17,0732g}{0,3 \cdot 144,438g} \right| \cdot 1 + \left| \frac{0,1046}{0,3 \cdot 144,438g} \right| \cdot 3g + \left| -\frac{0,1046 \cdot 17,0732g}{0,3^2 \cdot 144,438g} \right| \cdot 0,003 + \left| -\frac{0,1046 \cdot 17,0732g}{0,3 \cdot (144,438g)^2} \right| \cdot 0,2g$$

$$\Delta \%Ext_{Etap2,1} = 0,4169 = 0,4$$

8. *Cálculo del porcentaje de desviación entre el porcentaje de extracción teórico y experimental operando a flujo contracorriente:*

Según la ecuación 3.23:

$$\%Desv = \left(\frac{|44,13\% - 4,12\%|}{44,13\%} \right) \cdot 100 = 90,66\%$$

APÉNDICE B: TABLAS DE DATOS

En esta sección se encuentran reportados de forma tabulada, los datos recolectados de forma experimental y que serán empleados para realizar la evaluación y estudio del equipo de extracción líquido-líquido

Tabla B.1
Datos requeridos para el cálculo de la densidad
de la alimentación

<i>Masa del picnómetro vacío</i> <i>($M \pm 0,0001$) g</i>	<i>Masa del picnómetro lleno</i> <i>($M \pm 0,0001$) g</i>		
24,1059	50,0984	50,0985	50,0983

Volumen del Picnómetro: $(25,193 \pm 0,001)$ mL.

Tabla B.2
Datos recolectados para realizar el estudio del equipo de extracción
liquido-liquido a flujo cruzado
para la primera corrida

<i>Refinado</i>	<i>Volumen del Refinado</i> <i>Extraído</i> <i>($V \pm 0,05$) mL</i>	<i>Volumen de la Alícuota</i> <i>($V \pm 0,05$) mL</i>			<i>Volumen de Hidróxido de</i> <i>sodio ($V \pm 0,05$) mL</i>		
		V_A	V_B	V_C	V_1	V_2	V_3
1	451,00	5,00	5,00	5,00	4,20	4,30	4,30
2	326,00	5,00	5,00	5,00	4,20	4,20	4,30
3	240,00	5,00	5,00	5,00	3,90	4,20	4,20

Concentración del NaOH: $(6 \pm 0,5)$ N.

Masa del Beaker 1: $(212,1457 \pm 0,0001)$ g.

Masa del Beaker 2: $(219,4870 \pm 0,0001)$ g.

Masa del Beaker 3: $(214,2464 \pm 0,0001)$ g.

Tabla B.3
Datos requeridos para el cálculo de la densidad de
los refinados obtenidos a flujo cruzado
para la primera corrida

<i>Refinado</i>	<i>Masa del picnómetro lleno</i> <i>(M ± 0,0001) g</i>		
1	49,5134	49,5133	49,5134
2	49,7491	49,7494	49,7492
3	49,9847	49,9847	49,9848

Masa del Picnómetro Vacío: (24,1362 ± 0,0001) g.

Volumen del Picnómetro: (25,193 ± 0,001) mL.

Tabla B.4
Datos recolectados para realizar el estudio del equipo de
extracción liquido-liquido a flujo cruzado
para la segunda corrida

<i>Refinado</i>	<i>Volumen del Refinado</i> <i>Extraído</i> <i>(M ± 0,05) mL</i>	<i>Volumen de la Alícuota</i> <i>(V ± 0,05) mL</i>			<i>Volumen de Hidróxido de</i> <i>sodio (V ± 0,05) mL</i>		
		<i>V_A</i>	<i>V_B</i>	<i>V_C</i>	<i>V₁</i>	<i>V₂</i>	<i>V₃</i>
1	418,00	5,00	5,00	5,00	4,20	4,20	4,30
2	344,00	5,00	5,00	5,00	4,20	4,20	4,20
3	245,00	5,00	5,00	5,00	4,20	4,20	4,20

Concentración del NaOH: (6 ± 0,5) N.

Masa del Beaker 1: (212,1457 ± 0,0001) g.

Masa del Beaker 2: (219,4870 ± 0,0001) g.

Masa del Beaker 3: (214,2464 ± 0,0001) g.

Tabla B.5
Datos requeridos para el cálculo de la densidad de
los refinados obtenidos a flujo cruzado
para la segunda corrida

<i>Refinado</i>	<i>Masa del picnómetro lleno</i> <i>(M ± 0,0001) g</i>		
1	50,1061	50,1061	50,1063
2	50,0915	50,0916	50,0915
3	50,1028	50,1028	50,1028

Masa del Picnómetro Vacío: (24,1362 ± 0,0001) g.

Volumen del Picnómetro: (25,193 ± 0,001) mL.

Tabla B.6
Datos recolectados para realizar el estudio del equipo de
extracción líquido-líquido a flujo cruzado
para la tercera corrida

<i>Refinado</i>	<i>Volumen del Refinado</i> <i>Extraído</i> <i>(M ± 0,05) mL</i>	<i>Volumen de la Alícuota</i> <i>(V ± 0,05) mL</i>			<i>Volumen de Hidróxido de</i> <i>sodio (V ± 0,05) mL</i>		
		<i>V_A</i>	<i>V_B</i>	<i>V_C</i>	<i>V₁</i>	<i>V₂</i>	<i>V₃</i>
1	432,00	5,00	5,00	5,00	4,20	4,20	4,30
2	357,00	5,00	5,00	5,00	4,20	4,20	4,10
3	279,00	5,00	5,00	5,00	4,20	4,20	4,10

Concentración del NaOH: (6 ± 0,5) N.

Masa del Beaker 1: (212,1457 ± 0,0001) g.

Masa del Beaker 2: (219,4870 ± 0,0001) g.

Masa del Beaker 3: (214,2464 ± 0,0001) g

Tabla B.7
Datos requeridos para el cálculo de la densidad de
los refinados obtenidos a flujo cruzado
para la tercera corrida

<i>Refinado</i>	<i>Masa del picnómetro lleno</i> <i>(M ± 0,0001) g</i>		
<i>1</i>	50,0917	50,0918	50,0917
<i>2</i>	50,0990	50,0990	50,0991

Masa del Picnómetro Vacío: (24,1097 ± 0,0001) g.

Volumen del Picnómetro: (25,193 ± 0,001) mL.

Tabla B.8
Datos recolectados para realizar el estudio del equipo de
extracción liquido-liquido a flujo contracorriente
para la primera corrida

<i>Refinado</i>	<i>Volumen del Refinado</i> <i>Extraído</i> <i>(V ± 0,05) mL</i>	<i>Volumen de la</i> <i>Alícuota</i> <i>(V ± 0,05) mL</i>		<i>Volumen de Hidróxido de sodio</i> <i>(V ± 0,05) mL</i>	
		<i>V_A</i>	<i>V_B</i>	<i>V₁</i>	<i>V₂</i>
<i>1</i>	114,00	5,00	5,00	4,20	4,30
<i>2</i>	136,00	5,00	5,00	4,20	4,20

Concentración del NaOH: (6 ± 0,5) N.

Masa del Beaker 1: (212,1457 ± 0,0001) g.

Masa del Beaker 2: (219,4870 ± 0,0001) g.

Masa del Beaker 3: (214,2464 ± 0,0001) g.

Tabla B.9
Datos requeridos para el cálculo de la densidad de
los refinados obtenidos a flujo contracorriente
para la primera corrida

<i>Refinado</i>	<i>Masa del picnómetro lleno</i> <i>(M ± 0,0001) g</i>	
<i>1</i>	50,0939	50,0939
<i>2</i>	50,0992	50,0992

Masa del Picnómetro Vacío: (24,1059 ± 0,0001) g.

Volumen del Picnómetro: (25,193 ± 0,001) mL.

Tabla B.10
Datos recolectados para realizar el estudio del equipo de
extracción liquido-liquido a flujo contracorriente
para la segunda corrida

<i>Refinado</i>	<i>Volumen del Refinado</i> <i>Extraído</i> <i>(V ± 0,05) mL</i>	<i>Volumen de la</i> <i>Alícuota</i> <i>(V ± 0,05) mL</i>		<i>Volumen de Hidróxido de sodio</i> <i>(V ± 0,05) mL</i>	
		<i>V_A</i>	<i>V_B</i>	<i>V₁</i>	<i>V₂</i>
<i>1</i>	127,00	5,00	5,00	4,20	4,20
<i>2</i>	126,00	5,00	5,00	4,20	4,30

Concentración del NaOH: (6 ± 0,5) N.

Masa del Beaker 1: (212,1457 ± 0,0001) g.

Masa del Beaker 2: (219,4870 ± 0,0001) g.

Masa del Beaker 3: (214,2464 ± 0,0001) g.

Tabla B.11
Datos requeridos para el cálculo de la densidad de los
refinados obtenidos a flujo contracorriente
para la segunda corrida

<i>Refinado</i>	<i>Masa del picnómetro lleno</i> <i>(M ± 0,0001) g</i>	
<i>1</i>	50,0963	50,0963
<i>2</i>	50,0895	50,0895

Masa del Picnómetro Vacío: (24,0771 ± 0,0001) g.

Volumen del Picnómetro: (25,193 ± 0,001) mL.

Tabla B.12.
Datos empleados para la construcción del sistema
ternario Agua-ácido acético-tolueno.

<i>Fase acuosa</i>			<i>Fase orgánica</i>		
<i>Agua</i>	<i>Ácido acético</i>	<i>Tolueno</i>	<i>Agua</i>	<i>Ácido acético</i>	<i>Tolueno</i>
89,2	9,8	1	2,22	9,78	88
74,5	24,4	1,1	2,1	24,32	73,58
48,2	49,7	2,1	3,5	48,3	48,3
37,5	58,2	4,3	6,2	56,7	37,3

APÉNDICE C: TABLAS Y FIGURAS BIBLIOGRÁFICAS

En esta sección se encuentran las tablas y figuras bibliográficas utilizadas como material de apoyo con la finalidad de extraer información necesaria para el desarrollo de los objetivos propuestos.

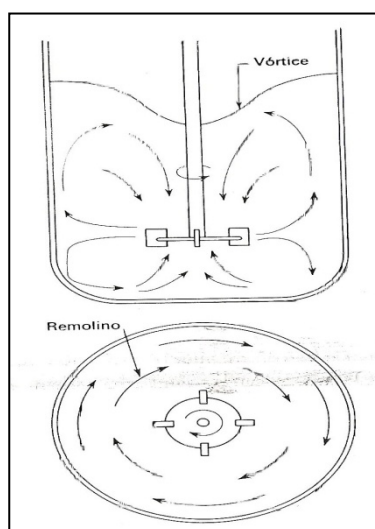


Figura C.1. Formación de Vórtices y tipo de flujo en un tanque agitado
Fuente: McCabe (1991)

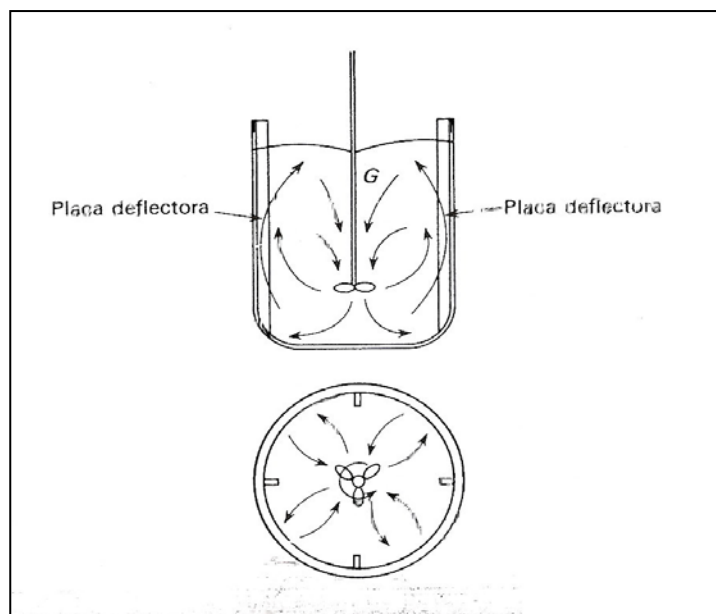


Figura C.2. Modelo de flujo en un ataque con placas deflectoras y un agitador de turbina instalada centralmente
Fuente: McCabe (1991)

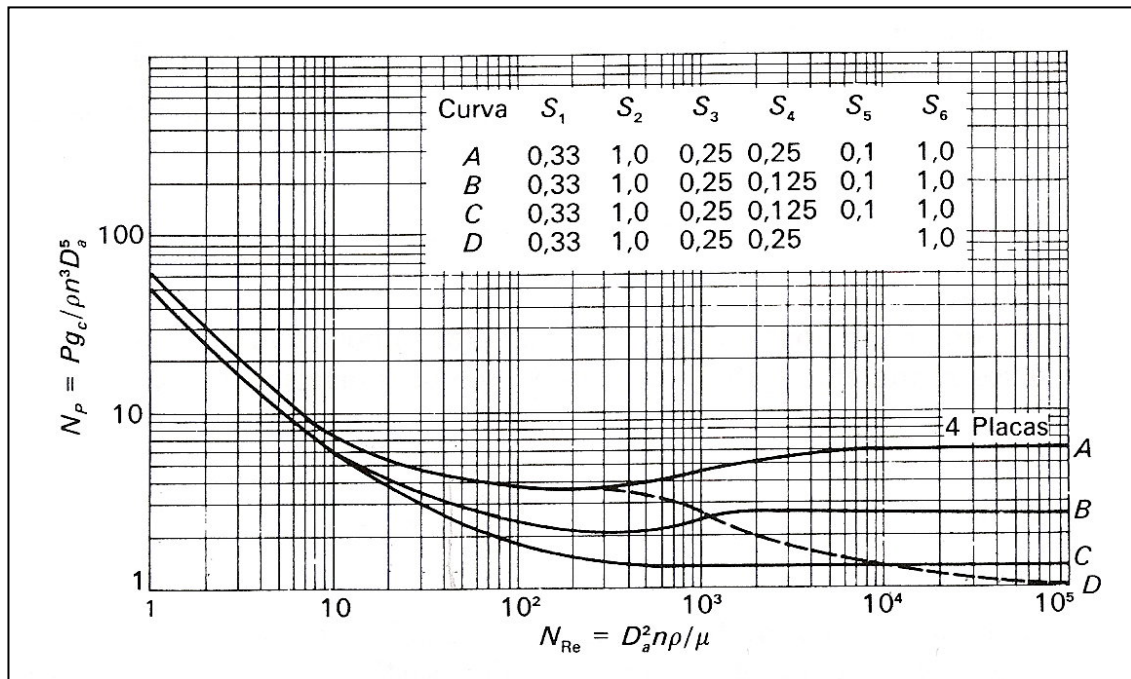


Figura C.3. Número de potencia N_p frente a N_{Re} para turbinas de seis palas.

Fuente: McCabe (1991)

Figura	Línea	a	b
9.13	D	1,0	40,0
9.14	B	1,7	18,0
9.14	C	0	18,0
9.14	D	2,3	18,0

Tabla C.1. Constantes a y b para corregir el número de potencia.

(La figura 9.13 corresponde con la Tabla C.6)

Fuente: McCabe (1991)

Densidad (kg/m³) del agua de 0 a 100°C*										
t, °C	ρ, kg/m³									
	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
0	999.839	999.846	999.852	999.859	999.865	999.871	999.877	999.882	999.888	999.893
1	999.898	999.903	999.908	999.913	999.917	999.921	999.925	999.929	999.933	999.936
2	999.940	999.943	999.946	999.949	999.952	999.954	999.956	999.959	999.961	999.962
3	999.964	999.966	999.967	999.968	999.969	999.970	999.971	999.971	999.972	999.972
4	999.972	999.972	999.972	999.971	999.971	999.970	999.969	999.968	999.967	999.965
5	999.964	999.962	999.960	999.958	999.956	999.954	999.951	999.949	999.946	999.943
6	999.940	999.937	999.934	999.930	999.926	999.923	999.919	999.915	999.910	999.906
7	999.901	999.897	999.892	999.887	999.882	999.877	999.871	999.866	999.860	999.854
8	999.848	999.842	999.836	999.829	999.823	999.816	999.809	999.802	999.795	999.788
9	999.781	999.773	999.765	999.758	999.750	999.742	999.734	999.725	999.717	999.708
10	999.699	999.691	999.682	999.672	999.663	999.654	999.644	999.635	999.625	999.615
11	999.605	999.595	999.584	999.574	999.563	999.553	999.542	999.531	999.520	999.509
12	999.497	999.486	999.474	999.462	999.451	999.439	999.426	999.414	999.402	999.389
13	999.377	999.364	999.351	999.338	999.325	999.312	999.299	999.285	999.272	999.258
14	999.244	999.230	999.216	999.202	999.188	999.173	999.159	999.144	999.129	999.114
15	999.099	999.084	999.069	999.054	999.038	999.022	999.007	998.991	998.975	998.958
16	998.943	998.926	998.910	998.894	998.877	998.860	998.843	998.826	998.809	998.792
17	998.775	998.757	998.740	998.722	998.704	998.686	998.668	998.650	998.632	998.614
18	998.595	998.577	998.558	998.539	998.520	998.502	998.482	998.463	998.444	998.425
19	998.405	998.385	998.366	998.346	998.326	998.306	998.286	998.265	998.245	998.224
20	998.204	998.183	998.162	998.141	998.120	998.099	998.078	998.057	998.035	998.014
21	997.992	997.971	997.949	997.927	997.905	997.883	997.860	997.838	997.816	997.793
22	997.770	997.747	997.725	997.702	997.679	997.656	997.632	997.609	997.585	997.562
23	997.538	997.515	997.491	997.467	997.443	997.419	997.394	997.370	997.345	997.321
24	997.296	997.272	997.247	997.222	997.197	997.172	997.146	997.121	997.096	997.070
25	997.045	997.019	996.993	996.967	996.941	996.915	996.889	996.863	996.836	996.810
26	996.783	996.757	996.730	996.703	996.676	996.649	996.622	996.595	996.568	996.540
27	996.513	996.485	996.458	996.430	996.402	996.374	996.346	996.318	996.290	996.262
28	996.233	996.205	996.176	996.148	996.119	996.090	996.061	996.032	996.003	995.974
29	995.945	995.915	995.886	995.856	995.827	995.797	995.767	995.737	995.707	995.677
30	995.647	995.617	995.586	995.556	995.526	995.495	995.464	995.433	995.403	995.372
31	995.341	995.310	995.278	995.247	995.216	995.184	995.153	995.121	995.090	995.058
32	995.026	994.997	994.962	994.930	994.898	994.865	994.833	994.801	994.768	994.735
33	994.703	994.670	994.637	994.604	994.571	994.538	994.505	994.472	994.438	994.405
34	994.371	994.338	994.304	994.270	994.236	994.202	994.168	994.134	994.100	994.066

Fuente: Robert Perry, "Manual del Ingeniero Químico", Sexta Edición, McGraw-Hill, México, 1992.

Densidad del agua pura											
Temperatura del agua, °C											
	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Densidad, lb/ft³	62.42	62.41	62.31	62.16	61.94	61.68	61.38	61.04	60.67	60.24	59.83
Densidad, kg/m³	999.88	999.72	998.12	995.72	992.19	988.03	983.22	977.77	971.85	964.96	958.39

16,0186 kg/m³ = 1 lb/ft³

NOTA: El agua tiene su máxima densidad a unos 4 °C cuando en estado puro pesa 62,428 lb/ft³ (1.000 kg/m³).

Tabla C.2. Valores de densidades del agua a diferentes temperaturas.
Fuente: Perry (1992)

TABLA VIS-3 Viscosidades de líquidos: coordenadas para la Fig. VIS-3					
Líquido	X	Y	Líquido	X	Y
Acetate de linasa, crudo	7.5	27.2	Freón 11	14.4	9.0
Acetaldehído	15.2	4.8	Freón 12	16.8	15.6
Acético, ácido al 100%	12.1	14.2	Freón 21	15.7	7.5
Acético, ácido al 70%	9.5	17.0	Freón 22	17.2	4.7
Acético, anhídrido	12.7	12.8	Freón 113	12.5	11.4
Acetona, al 100%	14.5	7.2	Glicerol, al 100%	2.0	30.0
Acetona, al 35%	7.9	15.0	Glicerol, al 50%	6.9	19.6
Acetonitrilo	14.4	7.4	Heptano	14.1	8.4
Acrílico, ácido	12.3	13.9	Hexano	14.7	7.0
Agua	10.2	13.0	Isobutílico, alcohol	7.1	18.0
Alílico, alcohol	10.2	14.3	Isobutílico, ácido	12.2	14.4
Alilo, bromuro	14.4	9.6	Isopropílico, alcohol	8.2	16.0
Alilo, yoduro	14.0	11.7	Isopropilo, bromuro	14.1	9.2
Alílico, alcohol	7.5	18.4	Isopropilo, cloruro	13.9	7.1
Amilo, acetato	11.8	12.5	Isopropilo, yoduro	13.7	11.2
Amoníaco, 100%	12.6	2.0	Mercurio	18.4	16.4
Amoníaco, al 25%	10.1	13.9	Metanol, al 100%	12.4	10.5
Anilina	8.1	18.7	Metanol, al 90%	12.3	11.8
Anisol	12.3	13.5	Metanol, al 40%	7.8	15.5
Arsénico, triclóruo	13.9	14.5	Metil etil cetona	13.9	8.6
Azúfre, dióxido	15.2	7.1	Metilo, acetato	14.2	8.2
Benceno	12.5	10.9	Metilo, acrilato	13.0	9.5
Bromo	14.2	13.2	Metilo, i-butirato	12.3	9.7
Bromotolueno	20.0	15.9	Metilo, n-butirato	13.2	10.3
Butilo, acetato	12.3	11.0	Metilo, cloruro	15.0	3.8
Butilo, acrilato	11.5	12.6	Metilo, formiato	14.2	7.5
Butílico, alcohol	8.6	17.2	Metilo, propionato	13.5	9.0
Butírico, ácido	12.1	15.3	Metilo, sulfuro	15.3	6.4
Carbono, dióxido	11.6	0.3	Metilo, yoduro	14.3	9.3
Carbono, disulfuro	16.1	7.5	Metil propil cetona	14.3	9.5
Carbono, tetracloruro	12.7	13.1	Naftaleno	7.9	18.1
Ciclohexano	9.8	12.9	Nítrico, ácido al 95%	12.8	13.8
Ciclohexanol	2.9	24.3	Nítrico, ácido al 60%	10.8	17.0
Clorhídrico, ácido al 31.5%	13.0	16.6	Nitrobenzono	10.6	16.2
Clorobenceno	12.3	12.4	Nitrogeno, dióxido	12.9	8.6
Cloroformo	14.4	10.2	Nitrotolueno	11.0	17.0
Clorosulfónico, ácido	11.2	18.1	Octano	13.7	10.0
Clorotolueno, orto	13.0	13.3	Octílico, alcohol	6.6	21.1
Clorotolueno, meta	13.3	12.5	Pentacloroetano	10.9	17.3
Clorotolueno, para	13.3	12.5	Pentano	14.9	5.2
Cresol, meta	2.5	20.8	Propílico, alcohol	9.1	16.5
Dibromometano	12.7	15.8	Propilo, acetato	13.1	10.3
Diclorometano	13.2	12.2	Propilo, bromuro	14.5	9.6
Diclorometano	14.6	8.9	Propilo, cloruro	14.4	7.5
Dietilcetona	13.5	9.2	Propilo, formiato	13.1	9.7
Dietiloxalato	11.0	16.4	Propilo, yoduro	14.1	11.6
Dietilén glicol	5.0	24.7	Propiónico, ácido	12.8	13.8
Difenilo	12.0	18.3	Queroseno	10.2	16.9
Dipropílico, éter	13.2	8.6	Salmuera, CaCl ₂ , al 25%	6.6	15.9
Dipropilo, oxalato	10.3	17.7	Salmuera, NaCl, al 25%	10.2	16.6
Estánnico, cloruro	13.5	12.8	Sodio	16.4	13.9
2-Etil butilo, acrilato	11.2	14.0	Sodio, hidróxido al 50%	3.2	25.8
2-Etil hexilo, acrilato	9.0	15.0	Succinitrilo	10.1	20.8
Etil propílico, éter	14.0	7.0	Sulfúrico, ácido al 110%	7.2	27.4
Etileno, bromuro	11.9	15.7	Sulfúrico, ácido al 100%	8.0	25.1
Etileno, cloruro	12.7	12.2	Sulfúrico, ácido al 98%	7.0	24.8
Etilico, alcohol al 100%	10.5	13.8	Sulfúrico, ácido al 60%	10.2	21.3
Etilico, alcohol al 95%	9.8	14.3	Sulfúrico, cloruro	15.2	12.4
Etilico, alcohol al 40%	6.5	16.6	Tetracloroetano	11.9	15.7
Etilico, éter	14.5	5.3	Tiofeno	13.2	11.0
Etilideno, cloruro	14.1	8.7	Titanio, tetracloruro	14.4	12.3
Etilo, acetato	13.7	9.1	Tolueno	13.7	10.4
Etilo, acrilato	12.7	10.4	Trementina	11.5	14.9
Etilo, bromuro	14.5	8.1	Tricloroetileno	14.8	10.5
Etilo, cloruro	14.8	6.0	Trietilén, glicol	4.7	24.8
Etilo, formiato	14.2	8.4	Vinilo, acetato	14.0	8.8
Etilo, propionato	13.2	9.9	Vinitolueno	13.4	12.0
Etilo, yoduro	14.7	10.3	Xileno, orto	13.5	12.1
Fenol	6.9	20.8	Xileno, meta	13.9	10.6
Fórmico, ácido	10.7	15.8	Xileno, para	13.9	10.9
Fósforo, tribromuro	13.8	16.7	Yodobenceno	12.8	15.9
Fósforo, triclóruo	16.2	10.5			

Fuente: Robert Perry, "Manual del Ingeniero Químico", Sexta Edición, McGraw-Hill, México, 1992.

21

Tabla C.3. Viscosidades de líquidos.

Fuente: Perry (1992)

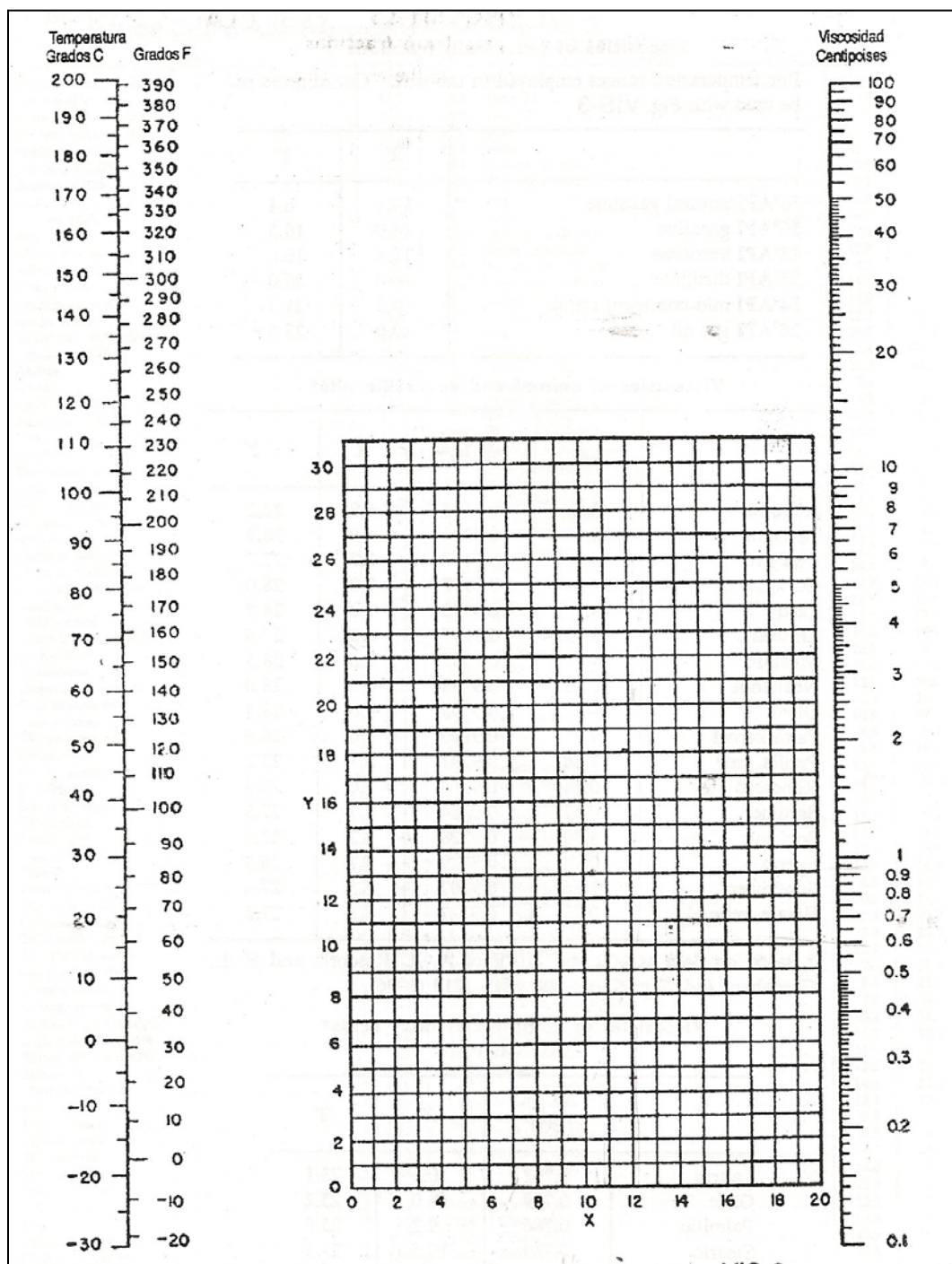


Figura C.4. Nomograma para el cálculo de la viscosidad a diferentes temperaturas.

Fuente: Perry (1992)

APÉNDICE D: METODOS OPERATORIOS:

Flujo cruzado

ARRANQUE:

1. Realizar el inventario del equipo y de los materiales a emplear.
2. Verificar que el material de vidrio y los mezcladores y sedimentadores se encuentren limpios y secos.
3. Preparar una solución de ácido acético y agua destilada 30% en volumen.
4. Añadir en un beaker limpio y seco 500 ml de dicha solución (alimentación).
5. Verificar que los pasos de fluido se encuentren bien cerrados.
6. Verter en el DOS 450 ml de tolueno y taparlo.
7. Verter en el MIX-1 la solución preparada en el paso 4.
8. Añadir al MIX-1, 150 mL del Solvente con ayuda del DOS.
9. Colocar el eje del agitador en posición de mezclado.

OPERACIÓN:

10. Encender el motor del sistema de agitación.
11. Agitar la mezcla durante aproximadamente 3 min.
12. Apagar el sistema de agitación.
13. Abrir VH-1 para que la mezcla pase hacia el SED-1.
14. Dejar que la mezcla se estabilice y se formen las capas de extracto y refinado.
15. Se pesan 2 beakers limpios y secos, se reporta la medida y se rotulan 1 y 2.
16. Se coloca el beakers 1 debajo del SED-1 para recoger el refinado.
17. Abrir VH-2 para recoger el refinado y cerrar VH-2.
18. Se pesa el beaker 1 y se reporta la medida.
19. Empleando un picnómetro se reporta la densidad del refinado.
20. Se coloca el beaker 2 debajo del SED-1, se abre VH-2 para recoger la interfase y el extracto y se cierra VH-2.
21. Se pesa el beaker 2 y se reporta la medida.
22. Con la ayuda de la pro-pipeta se toman 3 alícuotas de 5 mL del refinado y se colocan en 3 fiolas, las cuales se rotulan 1, 2 y 3.
23. Se le añaden 2 gotas de fenolftaleína a cada fiola.

24. En una bureta limpia y seca se añade hidróxido de sodio para realizar las titulaciones de las alícuotas y se reporta la concentración.
25. Se titula la alícuota de la fiola 1 hasta alcanzar el punto de viraje.
26. Se reporta el volumen del hidróxido de sodio empleado.
27. Se repite la titulación con las fiolas 2 y 3 y se reporta el volumen empleado de hidróxido de sodio.
28. Se toma el refinado recogido en el beaker 1 y se añade al MIX-2.
29. Con ayuda del DOS se agregan 150 mL de solvente al MIX-2.
30. Se repiten los pasos 10 al 27.
31. Se toma el refinado recogido del SED-2 y se añade al MIX-3.
32. Con ayuda del DOS se agregan 150 mL de solvente al MIX-2.
33. Se repiten los pasos 10 al 27.

PARADA:

34. Se desmontan MIX-1, MIX-2, MIX-3, SED-1, SED-2, SED-3, los ejes y los agitadores.
35. Se lavan MIX-1, MIX-2, MIX-3, SED-1, SED-2, SED-3, los ejes y los agitadores
36. Se deja limpia y seca el área de trabajo.
37. Se reporta presión y temperatura ambiente.

Flujo contracorriente

ARRANQUE:

1. Realizar el inventario del equipo y de los materiales a emplear.
2. Verificar que el material de vidrio y los mezcladores y sedimentadores se encuentren limpios y secos.
3. Preparar una solución de ácido acético y agua destilada 30% en volumen.
4. Añadir en un beaker limpio y seco 140 ml de dicha solución (Alimentación).
5. Verificar que los pasos de fluido se encuentren bien cerrados.
6. Verter en el DOS 150 ml de tolueno y taparlo.
7. Verter en el MIX-1 la solución preparada en el paso 4.
8. Añadir al MIX-1, 15 mL del Solvente con ayuda del DOS.
9. Colocar el eje del agitador en posición de mezclado.

OPERACIÓN:

10. Encender el motor del sistema de agitación.
11. Agitar la mezcla durante aproximadamente 3 min.
12. Apagar el sistema de agitación y dejar estabilizar la mezcla.
13. Abrir VH-1 para que la mezcla pase al SED-1.
14. Dejar que la mezcla se estabilice y se formen las capas de extracto y refinado.
15. Abrir VH-2 y recoger el refinado en un beaker limpio y seco y cerrar VH-2.
16. Abrir VH-2 y recolectar el extracto en un beaker limpio y seco y cerrar VH-2.
17. Añadir al MIX-2 el refinado extraído de la etapa A.
18. Repetir los pasos del 8 al 12.
19. Abrir VH-3 para que la mezcla pase al SED-2.
20. Dejar que la mezcla se estabilice y se formen las capas de extracto y refinado.
21. Lavar MIX-1, MIX-2, y los agitadores mientras estabiliza la mezcla.
22. Abrir VH-4 y recoger el refinado en un beaker limpio y seco, cerrar VH-4.
23. Abrir VH-4 y recoger el extracto en un beaker limpio y seco, cerrar VH-4.
24. Verter el refinado recolectado en la etapa B en el MIX-2.
25. Verter el extracto recolectado en la etapa B en el MIX-1.
26. Verter en el MIX-1 140 mL de la alimentación preparada en el paso 3.
27. Verter en el MIX-2 15 mL de solvente con la ayuda del DOS.
28. Repetir los pasos del 9 al 12.
29. Lavar y secar SED-1 y SED-2
30. Abrir VH-1 y VH-3 para que las mezclas pasen al SED-1 y SED-2.
31. Dejar que las mezclas se estabilicen y se formen las capas de extracto y refinado.
32. Desmontar MIX-1, MIX-2 y los agitadores para lavarlos y secarlos.
33. Abrir VH-2 y recoger el refinado en un beaker limpio y seco, cerrar VH-2.
34. Abrir VH-4 y recoger el extracto en un beaker limpio y seco, cerrar VH-4.
35. En el beaker donde se recogió el refinado de la etapa C se recoge el extracto de la etapa D.

36. Recolectar el extracto de la etapa C.
37. Montar MIX-1, MIX-2 y los agitadores.
38. Verter en el MIX-1 el refinado de la etapa C.
39. Verter en el MIX-2 la mezcla preparada con el extracto de la etapa D y el refinado de la etapa C.
40. Añadir al MIX-2 15mL de solvente con ayuda del DOS.
41. Repetir los pasos del 9 al 12.
42. Durante la agitación lavar, secar y realizar el montaje de SED-1 y de SED-2.
43. Abrir VH-1 y VH-3 para que las mezclas pasen al SED-1 y SED-2.
44. Dejar que las mezclas se estabilicen y se formen las capas de extracto y refinado.
45. Lavar MIX-1, MIX-2 y los agitadores.
46. Abrir VH-2 y recoger el refinado en un beaker limpio y seco, cerrar VH-2.
47. Abrir VH-4 y recoger el extracto en un beaker limpio y seco, cerrar VH-4.
48. En el beaker donde se recogió el refinado de la etapa E se recoge el extracto de la etapa F.
49. Recolectar el extracto de la etapa E.
50. Montar MIX-1, MIX-2 y los agitadores.
51. Verter en el MIX-1 el extracto de la etapa E.
52. Verter en el MIX-2 la mezcla preparada con el extracto de la etapa F y el refinado de la etapa E.
53. Verter en el MIX-3 el refinado de la etapa F.
54. Con la ayuda del DOS verter 15mL de solvente en el MIX-3.
55. Verter en el MIX-1 140 mL de la alimentación preparada en el paso 3.
56. Repetir los pasos del 9 al 12.
57. Abrir VH-1, VH-3 y VH-5 para que las mezclas pasen al SED-1, SED-2 y SED-3.
58. Dejar que las mezclas se estabilicen y se formen las capas de extracto y refinado.
59. Lavar MIX-1, MIX-2, MIX-3 y los agitadores.
60. Abrir VH-2 y recoger el refinado en un beaker limpio y seco, cerrar VH-2.

61. Abrir VH-4 y recoger el extracto en un beaker limpio y seco, cerrar VH-4.
62. Abrir VH-6 y recoger el extracto en un beaker limpio y seco, cerrar VH-6.
63. En el beaker donde se recogió el refinado de la etapa G se añade el extracto de la etapa H.
64. En el beaker donde se recogió el refinado de la etapa H se añade el extracto de la etapa I.
65. Recolectar el extracto de la etapa H.
66. Recolectar el refinado de la etapa I.
67. Con la ayuda de la figura C.8 repetir los pasos del 41 al 66 hasta alcanzar las etapas 1 y 2 señaladas.
68. Se abren las válvulas para permitir el paso de las mezclas a los SED.
69. Se lavan MIX-1, MIX-2, MIX-3 y los agitadores.
70. Se pesa el beaker 2 y se reporta la medida.
71. Se coloca el beaker 2 debajo del SED-2, se abre VH-4 para recoger el refinado y se cierra VH-2.
72. Empleando un picnómetro se reporta la densidad del refinado 2.
73. Se pesa el beaker 2 y se reporta la medida.
74. Con la ayuda de la pro-pipeta se toman 2 alícuotas de 5 mL del refinado y se colocan en 2 fioles, las cuales se rotulan 1, 2.
75. Se le añaden 2 gotas de fenolftaleína a cada fiola.
76. En una bureta limpia y seca se añade hidróxido de sodio para realizar las titulaciones de las alícuotas y se reporta la concentración.
77. Se titula la alícuota de la fiola 1 hasta alcanzar el punto de viraje.
78. Se reporta el volumen del hidróxido de sodio empleado.
79. Se repite la titulación con la fiola 2 y se reporta el volumen empleado de hidróxido de sodio.
80. Se montan MIX-1, MIX-2, MIX-3 y los agitadores.
81. Se vierte en el MIX-1 el extracto de la etapa 2.
82. Se le añade al MIX-1 140mL de la alimentación preparada en el paso 3.
83. Se repiten los pasos del 9 al 12.
84. Se repiten los pasos del 69 al 79 para el MIX-1.

PARADA:

85. Se desmontan MIX-1, MIX-2, MIX-3, SED-1, SED-2, SED-3, los ejes y los agitadores.

86. Se lavan MIX-1, MIX-2, MIX-3, SED-1, SED-2, SED-3, los ejes y los agitadores

87. Se deja limpia y seca el área de trabajo.

88. Se reporta presión y temperatura ambiente.

DOS: Dosificador de Solvente.

VH: Válvula o Pinza Hoffman.

MIX: Mezclador.

SED: Sedimentador.

ANEXOS

FICHAS INTERNACIONALES DE SEGURIDAD QUÍMICA

ÁCIDO ACÉTICO

ICSC: 0363

**MINISTERIO
DE TRABAJO
Y ASUNTOS SOCIALES
ESPAÑA**

**INSTITUTO NACIONAL
DE SEGURIDAD E HIGIENE
EN EL TRABAJO**

ACIDO
Acido
CH3COOH/C2H4O2
Masa molecular:

Nº CAS
Nº RTECS
Nº ICSC
Nº NU
Nº CE 607-002-00-6(>90%)

ACETICO
etanoico

60.1

64-19-7
AF1340000
0363
2789

TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	DE PELIGROS/ AGUDOS	SINTOMAS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	Inflamable. El calentamiento intenso puede producir aumento de la presión con riesgo de estallido.		Evitar llama abierta, NO producir chispas y NO fumar.	Pulverización con agua, espuma resistente al alcohol, dióxido de carbono. Los bomberos deberían emplear indumentaria de protección completa incluyendo equipo autónomo de respiración.
EXPLOSION	Por encima de 39°C: pueden formarse mezclas explosivas vapor/aire.		Por encima de 39°C: sistema cerrado, ventilación y equipo eléctrico a prueba de explosiones.	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones por pulverización con agua.
EXPOSICION			¡EVITAR TODO CONTACTO!	
• INHALACION	Dolor de garganta, tos, jadeo, dificultad respiratoria. (síntomas de efectos no inmediatos: véanse Notas).		Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo, posición de semiincorporado y someter a atención médica.
• PIEL	Enrojecimiento, dolor, graves quemaduras cutáneas.		Guantes protectores, traje de protección.	Quitar las ropas contaminadas, aclarar la piel con agua abundante o ducharse y solicitar atención médica.
• OJOS	Dolor, enrojecimiento, visión borrosa, quemaduras profundas graves.		Pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después consultar a un médico.
• INGESTION	Dolor de garganta, sensación de quemazón del tracto		No comer, beber ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca, NO provocar el vómito y someter a atención

	digestivo, dolor abdominal, vómitos, diarrea.		médica.
DERRAMAS Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO	
Recoger el líquido procedente de una fuga en recipientes herméticos, neutralizar con precaución el líquido derramado con carbonato sódico, sólo bajo la responsabilidad de un experto o eliminar el residuo con agua abundante (protección personal adicional: traje de protección completa incluyendo equipo autónomo de respiración).	A prueba de incendio. Separado de oxidantes, bases. Mantener en lugar frío; mantener en una habitación bien ventilada. Separado de alimentos y piensos.	NO transportar con alimentos y piensos. símbolo C R: 10-35 S: 2-23-26 Clasificación de Peligros NU: 8 Grupo de Envasado NU: II EC:	
			
VEASE AL DORSO INFORMACION IMPORTANTE			
ICSC: 0363		Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión de las Comunidades Europeas © CCE, IPCS, 1994	



Fichas Internacionales de Seguridad Química

ÁCIDO ACÉTICO

ICSC: 0363

D A T O S I M P O R T A N T E S	ESTADO FÍSICO;	ASPECTO VIAS DE EXPOSICION
	Líquido incoloro, con olor acre.	La sustancia se puede absorber por inhalación del vapor y por ingestión.
	PELIGROS FÍSICOS	RIESGO DE INHALACION
	PELIGROS QUÍMICOS	EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION
	La sustancia es moderadamente ácida. Reacciona violentamente con oxidantes el aire. Reacciona violentamente con bases fuertes. Ataca muchos metales formando gas combustible (Hidrógeno).	En la evaporación de esta sustancia a 20°C se puede alcanzar bastante rápidamente una concentración nociva en aire. Corrosivo. La sustancia es muy corrosiva para los ojos, la piel y el tracto respiratorio. La inhalación del vapor puede originar edema pulmonar (véanse Notas). Corrosivo por ingestión.
	LIMITES DE EXPOSICION	EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA
	TLV: 10 ppm; 25 mg/m ³ (como TWA); 15 ppm; 37 mg/m ³ (como STEL) (ACGIH 1990-1991)	El contacto prolongado o repetido con la piel puede producir dermatitis.
PROPIEDADES FÍSICAS	Punto de ebullición: 118°C Punto de fusión: 16°C	Densidad relativa de vapor (aire = 1): 2.07 Punto de inflamación: 39°C

	Densidad relativa (agua = 1): 1.05 Temperatura de autoignición: 427°C Solubilidad en agua: miscible Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 4.0-17 Presión de vapor, kPa a 20°C: 1.6 Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: -0.31 - 0.17
DATOS AMBIENTALES	
NOTAS	
Los síntomas del edema pulmonar no se ponen de manifiesto a menudo hasta pasadas algunas horas y se agravan por el esfuerzo físico. Reposo y vigilancia médica son por ello imprescindibles. Debe considerarse la inmediata administración de un spray adecuado por un médico o persona por él autorizada. Tarjeta de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-614	
INFORMACION ADICIONAL	
FISQ: 1-011 ÁCIDO ACÉTICO	
ICSC: 0363 ACIDO ACETICO © CCE, IPCS, 1994	
NOTA LEGAL IMPORTANTE:	Ni la CCE ni la IPCS ni sus representantes son responsables del posible uso de esta información. Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. La versión española incluye el etiquetado asignado por la clasificación europea, actualizado a la vigésima adaptación de la Directiva 67/548/CEE traspuesta a la legislación española por el Real Decreto 363/95 (BOE 5.6.95).

FICHAS INTERNACIONALES DE SEGURIDAD QUÍMICA

TOLUENO

ICSC: 0078





MINISTERIO
DE TRABAJO
Y ASUNTOS SOCIALES
ESPAÑA



INSTITUTO NACIONAL
DE SEGURIDAD E HIGIENE
EN EL TRABAJO

TOLUENO
Metilbenceno
Fenilmetanol
Toluol
 $C_6H_5CH_3/C_7H_8$
Masa

molecular: 92.1

Nº

Nº

Nº

Nº

Nº CE 601-021-00-3

CAS

RTECS

ICSC

NU

108-88-3

XS5250000

0078

1294



TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ AGUDOS	SINTOMAS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	Altamente inflamable.		Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Polvo, AFFF, espuma, dióxido de carbono.
EXPLOSION	Las mezclas vapor/aire son explosivas.		Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. Evitar la generación de cargas electrostáticas (por ejemplo, mediante conexión a tierra). NO utilizar aire comprimido para llenar, vaciar o manipular.	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua.
EXPOSICION			¡HIGIENE Estricta! ¡EVITAR LA EXPOSICION DE MUJERES (EMBARAZADAS)! Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	
• INHALACION	Vértigo, somnolencia, dolor de cabeza, náuseas, pérdida del conocimiento.			Aire limpio, reposo, respiración artificial si estuviera indicada y proporcionar asistencia médica.
• PIEL	Piel seca, enrojecimiento.		Guantes protectores.	Quitar las ropas contaminadas, aclarar y lavar la piel con agua y jabón y proporcionar asistencia médica.
• OJOS	Enrojecimiento, dolor.		Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia

			médica.
• INGESTION	Dolor abdominal, sensación de quemazón (para mayor información, véase Inhalación).	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca, dar a beber una papilla de carbón activado y agua, NO provocar el vómito y proporcionar asistencia médica.
DERRAMAS Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO	
Recoger el líquido procedente de la fuga en recipientes precintables, absorber el líquido residual en arena o absorbente inerte y trasladarlo a un lugar seguro. NO verterlo al alcantarillado, (Protección personal adicional: equipo autónomo de respiración).	A prueba de incendio. Separado de oxidantes fuertes.	símbolo F símbolo Xn R: 11-20 S: (2-)16-25-29-33 Clasificación de Peligros NU: 3 Grupo de Envasado NU: II CE:  	
VEASE AL DORSO INFORMACION IMPORTANTE			
ICSC: 0078		Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión de las Comunidades Europeas © CCE, IPCS, 1994	

Fichas Internacionales de Seguridad Química

TOLUENO

ICSC: 0078

D	ESTADO FISICO;	ASPECTO VIAS	DE EXPOSICION
A	Líquido incoloro, de olor característico.	La sustancia se puede absorber por inhalación, a través de la piel y por ingestión.	
T	PELIGROS FISICOS		
O	El vapor es más denso que el aire y puede extenderse a ras del suelo; posible ignición en punto distante. Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas.	RIESGO DE INHALACION	
S		Por evaporación de esta sustancia a 20°C se puede alcanzar bastante rápidamente una concentración nociva en el aire.	
I	PELIGROS QUIMICOS		
M	Reacciona violentamente con oxidantes fuertes, originando peligro de incendio y explosión.	EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION	
P	LIMITES DE EXPOSICION	La sustancia irrita los ojos y el tracto respiratorio. La exposición podría causar depresión del sistema nervioso central.	
O	TLV (como TWA): 50 ppm; 188 mg/m ³ (piel) (ACGIH 1995-1996).	La exposición a altas concentraciones puede producir arritmia cardíaca, pérdida del conocimiento y muerte.	
R	MAK: 50 ppm; 190 mg/m ³ (1996).		
T		EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA	
A		El contacto prolongado o repetido con la piel puede producir dermatitis. La sustancia puede afectar al sistema nervioso central, dando lugar a desórdenes psicológicos y dificultad en el aprendizaje. La experimentación animal muestra que esta sustancia posiblemente cause efectos tóxicos en la reproducción	
N			
T			
E			

S	humana.
PROPIEDADES FÍSICAS	Punto de ebullición: 111°C Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a Punto de fusión: -95°C 20°C (aire = 1): 1.06 Densidad relativa (agua = 1): 0.87 Punto de inflamación: 4°C (c.c.) Solubilidad en agua: Ninguna Temperatura de autoignición: 480°C Presión de vapor, kPa a 20°C: 2.9 Límites de explosividad, % en volumen en el Densidad relativa de vapor (aire = 1): 3.2 aire: 1.1-7.1 Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 2.69
DATOS AMBIENTALES	
NOTAS	
Está indicado examen médico periódico dependiendo del grado de exposición. Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-31 Código NFPA: H 2; F 3; R 0;	
INFORMACION ADICIONAL	
FISQ: TOLUENO	4-185
ICSC: 0078 TOLUENO © CCE, IPCS, 1994	
NOTA LEGAL IMPORTANTE:	Ni la CCE ni la IPCS ni sus representantes son responsables del posible uso de esta información. Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. La versión española incluye el etiquetado asignado por la clasificación europea, actualizado a la vigésima adaptación de la Directiva 67/548/CEE traspuesta a la legislación española por el Real Decreto 363/95 (BOE 5.6.95).

Advertencia

© INSHT