



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



**EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE LAS OPCIONES PARA EL
MANEJO CONJUNTO DE LA PRODUCCIÓN DE LOS CAMPOS
SOTO-MAPIRI-LA CEIBITA CONTEMPLADOS EN EL
PROYECTO GAS ANACO**

Elaborado por:

Isis A. Gómez G.

Valencia, Enero de 2007



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



**EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE LAS OPCIONES PARA EL
MANEJO CONJUNTO DE LA PRODUCCIÓN DE LOS CAMPOS
SOTO-MAPIRI-LA CEIBITA CONTEMPLADOS EN EL
PROYECTO GAS ANACO**

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

Tutor Académico:

Prof. Jesús Camacho

Elaborado por:

Isis A. Gomez G.

Tutor Industrial:

Ing. Migdys Salazar

Valencia, Enero de 2007

INTRODUCCIÓN

El proceso de explotación de hidrocarburos implica una serie de etapas fundamentales que van desde la exploración y perforación del yacimiento, producción, comercialización y transporte del crudo. El esquema de producción tiene un papel relevante, debido a que a mayor cantidad de procesos y equipos dispersos los costos de producción de petróleo aumentan, las presiones competitivas, que van en ascenso generan la necesidad de encontrar mecanismos que mejoren los procesos productivos, permitiendo minimizar los costos y agregar valor a la producción.

El principal objetivo del presente Trabajo Especial de Grado consiste en evaluar técnico-económicamente las opciones para el manejo conjunto de la producción de los campos Soto-Mapiri-La Ceibita contemplados en el Proyecto Gas Anaco, a fin de manejar todos los procesos de separación, tratamiento de agua y crudo, almacenamiento, bombeo y compresión en un área específica.

Para el cumplimiento de este objetivo, se realiza el diagnóstico del estado general de las estaciones existentes y se establecen las propuestas para el manejo conjunto de la producción de los campos hasta el centro operativo, seguidamente se simulan las líneas de flujo de las opciones planteadas utilizando el paquete de simulación Pipephase para realizar el diseño de las líneas de recolección, además se caracterizan los equipos principales de los sistemas de recolección propuestos, finalmente se estiman los costos de las opciones planteadas y se selecciona el esquema operativo más adecuado.

Primeramente, se realiza el levantamiento físico de información referente a capacidades y condiciones de operación de los equipos existentes en las estaciones. Luego se establece el del área de implantación del centro operativo y se visitan las zonas correspondientes para la evaluación respectiva, a partir de esta definición se generan propuestas para el manejo de la producción de estos campos en el centro operativo y simulan las líneas de flujo desde las estaciones hasta el mismo, empleando como criterios de diseño las normas técnicas de PDVSA, normas internacionales para tuberías y equipos y normas ministeriales donde apliquen. Luego se realiza el estimado

de costos de inversión inicial de todas las opciones basándose en los renglones de procura y construcción y finalmente se aplica una matriz de selección de opciones para determinar la opción más adecuada técnico-económicamente.

La investigación presentada, se expone en 5 capítulos. En el primero se establece la problemática existentes en el proceso de producción; en el segundo capítulo se muestran las bases teóricas en se fundamenta esta investigación. En el tercer capítulo, se describe el proceso de producción de gas y crudo de forma general y los procesos que ocurren en las estaciones contempladas en este trabajo. En el cuarto capítulo se presenta de forma detallada la metodología empleada para el logro de los objetivos planteados y en quinto capítulo se presentan los resultados y discusiones sustentan las conclusiones obtenidas.

La importancia de este trabajo radica en que la economía de Venezuela tiene su base fundamental en el petróleo de la nación y sus recursos minerales por ello el diseño de este esquema operativo fundamentado en la centralización de los campos permite un incremento de la eficiencia del proceso de producción en el Distrito Gas Anaco, debido a que se puede manejar el aumento de la producción y por consiguiente cumplir con los requerimientos del mercado.



SUMARIO

El objetivo principal de este trabajo de investigación, es evaluar técnico-económicamente las opciones para el manejo conjunto de la producción de los campos Soto-Mapiri-La Ceibita contemplados en el Proyecto Gas Anaco, a fin de manejar todos los procesos de separación, tratamiento de agua y crudo, almacenamiento, bombeo y compresión en un área específica.

Para el logro de este fin, se realizó el diagnóstico del estado general de las estaciones existentes y se establecieron propuestas para el manejo conjunto de la producción de los campos hasta el centro operativo, seguidamente se simuló las líneas de flujo de las opciones planteadas utilizando el paquete de simulación Pipephase para realizar el diseño de las líneas de recolección, además se caracterizaron los equipos principales de los sistemas de recolección propuestos, finalmente se estimaron los costos de las opciones planteadas y se seleccionó el esquema operativo más factible.

La metodología consistió en un trabajo de campo que se llevó a cabo en las estaciones del campo Soto-Mapiri: SEF-10, SED-5, SED-7, SEF-15, SVEF, Mapiri Principal y las estaciones del campo La Ceibita: L-63, YA-109, G-52, LCV-PPAL, pertenecientes a Petróleos de Venezuela Distrito Gas Anaco, para realizar el levantamiento físico de información referente a capacidades y condiciones de operación de equipos existentes. Para la definición del área de implantación del centro operativo se visitó las zonas correspondientes y se realizó la evaluación respectiva, una vez definido este sitio se generaron las propuestas para el manejo de la producción de los campos en el centro operativo y se simuló las líneas de flujo desde las estaciones hasta el mismo, empleando como criterios de diseño las normas técnicas de PDVSA, normas internacionales y normas ministeriales para tuberías y equipos principales. Luego se realizó el estimado de costos de inversión inicial de todas las opciones basados en los renglones de procura y construcción y finalmente se aplicó una matriz de selección de opciones para determinar la opción más viable técnico-económicamente.



Los factores más relevantes para el diseño de las líneas de recolección son la presión requerida en la estación, la velocidad del fluido, la velocidad erosional y la caída de presión en la tubería, por tanto basándose en estos criterios el gasoducto desde la estación de flujo Mapiri Principal hasta la estación de válvula Soto en el nivel de 1200 psig, resultó en 10 pulgadas de diámetro nominal, 68.5 psig en la estación, 13.63 pies/s y 23.5 pies/s de velocidad erosional.

Se estableció que la capacidad de los equipos existentes en las estaciones de los campos, no es suficiente para el manejo de los nuevos volúmenes de producción estimados en el portafolio de oportunidades 2005-2024, por otra parte la opción que contempla compresión del gas en una estación de flujo es la más costosa, debido a la procura y posterior adecuación en cuanto a infraestructura para la instalación del paquete de compresión.

Finalmente, se recomienda realizar el levantamiento topográfico para obtener las progresivas de la tubería y el estudio de detección de metales de las áreas contempladas para tener una planimetría más exacta sobre corredores de tuberías con masas enterradas.

AGRADECIMIENTOS

A DIOS por darme la vida y la sabiduría para saber enfrentar los obstáculos a lo largo del camino para alcanzar esta meta y muchas otras

A mis padres por ser mi apoyo, gracias por tanto esfuerzo, que DIOS los bendiga.

Al Prof. Jesús Camacho por aceptar ser mi tutor y brindarme su asesoría en los momentos requeridos

Al Ing. Gilmer Correa por haber confiado en mí y brindarme la oportunidad de adquirir este valioso aprendizaje, mil gracias

A la Ing. Isauris Frontado por su valiosa colaboración para el desarrollo de este trabajo

A la Ing. Rossana Mariño, por sus recomendaciones, por su disposición y por contribuir con sus conocimientos a desarrollar satisfactoriamente este trabajo de grado.

Al Ing. Luis Martínez, por abrirme las puertas para desarrollar este trabajo en tan valiosa empresa y por el conocimiento adquirido día a día

A la Ing. Migdys Salazar por aceptar ser mi tutora y por su colaboración

Al equipo de Ingenieros de los campos Soto-Mapiri-La Ceibita, por su Receptividad, apoyo y compañerismo

A mis compañeros de clase por su paciencia, por compartir conocimientos, por enseñarme a trabajar en equipo a todos gracias

A la Universidad de Carabobo, en especial a la Escuela de Ingeniería Química, por ser durante los años de estudio mi segunda casa, donde aprendí y viví muy buenos momentos

Y a todas aquellas personas quienes de alguna u otra forma hicieron posible este logro

A TODOS ETERNAMENTE MIL GRACIAS

JSJS

DEDICATORIA

A DIOS todopoderosa por ser mi guía y darme la sabiduría y fortaleza para saber aceptar los altos y bajos que se presentaron durante mi carrera

A mis padres Cruz y Ángel por ser los seres más importantes en mi vida y por haber hecho posible el logro de esta meta con tanto esfuerzo, esto es para ustedes!

A mi hermano Miguel por su comprensión y colaboración para que este logro fuera posible, que esta alegría que hoy compartimos te sirva de ejemplo

A toda mi familia por estar en los momentos que más necesite de ustedes y por darme los motivos para luchar en la vida

A mi gran amor por estar ahí en las buenas y en las malas, por su cariño que sólo un ser como tu sabe dar, por soñar conmigo con el logro de esta meta y por poner ese grano de arena para que esto fuera posible

Isis A. Gómez G.

ÍNDICE DE FIGURAS

	Pág.
CAPÍTULO I PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	
Figura 1.1 Diagrama de flujo del proceso de producción en las estaciones de flujo.....	4
Figura 1.2 Diagrama de flujo del proceso de producción en las estaciones de descarga.....	5
Figura 1.3 Pronostico de gas en el campo Soto-Mapiri	7
Figura 1.4 Pronostico de crudo en el campo Soto-Mapiri	7
Figura 1.5 Pronostico de gas en el campo La Ceibita.....	8
Figura 1.5 Pronostico de crudo en el campo La Ceibita.....	8
CAPÍTULO II MARCO TEÓRICO	
Figura 2.1 Disposición de flujo tipo burbuja.....	25
Figura 2.2 Disposición de flujo tipo pistón.....	25
Figura 2.3 Disposición de flujo Estratificado suave.....	26
Figura 2.4 Disposición de flujo Estratificado ondulante.....	26
Figura 2.5 Disposición de flujo intermitente tipo tapón.....	27
Figura 2.6 Disposición de flujo anular.....	28
Figura 2.7 Disposición de flujo disperso.....	28
Figura 2.8 Separador con internos tipo Vane.....	33
Figura 2.9 Bomba de desplazamiento positivo.....	37
Figura 2.10 Turbocompresor.....	39
Figura 2.11 Válvula selectora multipuerto.....	41
Figura 2.12 Tanque de almacenamiento de techo flotante.....	43
CAPÍTULO III DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PRODUCTIVO DE PDVSA	
Figura 3.1 Cabezal de pozo.....	46
Figura 3.2 Estación de flujo.....	47
Figura 3.3 Tanques de almacenamiento.....	47



Figura 3.4 Refinería.....	48
Figura 3.5 Planta de extracción.....	49
Figura 3.6 Tanquero de exportación.....	50
CAPÍTULO V DISCUSIÓN DE RESULTADOS	
Figura 5.1 Visualización de la opción 1.....	77
Figura 5.2 Visualización de la opción 2.....	78
Figura 5.3 Visualización de la opción 3.....	79
Figura 5.4 Visualización de la opción 4.....	81
Figura 5.5 Esquema de producción de pozo.....	83
Figura 5.6 Esquema de típico de compresión por etapas.....	92
Figura 5.7 Esquema del separador diseñado con internos tipo vanes (vertical doble efecto).....	100
Figura 5.8 Trampa de envío.....	102
Figura 5.9 Trampa de recibo.....	103
Figura 5.10 Esquema de tratamiento de efluentes.....	106
Figura 5.11 Paquete de compresión.....	107
APÉNDICE A	
Figura A.1 Disposición de Equipos de almacenamiento y Tratamiento.....	156
Figura A.2 Tanques para Almacenamiento de Crudo.....	156
Figura A.3 Múltiple de Recolección.....	157
Figura A.4 Área de Separadores.....	157
Figura A.5 Tratadores Térmicos.....	158
Figura A.6 Vista Panorámica de la Estación SEF-15.....	158
Figura A.7 Cabezales de Múltiple de Recolección.....	159
Figura A.8 Líneas de Salida de los Separadores.....	159
Figura A.9 Fosa depositora de agua de Inyección en LCV PPAL.....	160
Figura A.10 Válvula Multipuerto Manual.....	160
Figura A.11 Quema de Gas.....	161
Figura A.12 Datos de Placa de Diseño.....	161



ÍNDICE DE TABLAS

	Pág.
CAPÍTULO II MARCO TEÓRICO	
Tabla 2.1 Niveles de un separador.. .. .	34
CAPÍTULO IV MARCO METODOLÓGICO	
Tabla 4.1 Pozos del campo Soto-Mapiri caracterizados por AGLA II.....	59
Tabla 4.2 Datos de la simulación de la mezcla de los pozos.....	60
CAPÍTULO V DISCUSIÓN DE RESULTADOS	
Tabla 5.1 Presiones registradas en las estaciones de los campos Soto-Mapiri-La Ceibita.....	72
Tabla 5.2 Capacidades de compresión del campo Soto-Mapiri.....	73
Tabla 5.3 Parámetros evaluados en el análisis hidráulico para la opción 1 en el nivel de 60 psig.....	87
Tabla 5.4 Parámetros evaluados en el análisis hidráulico para la opción 1 en el nivel de 250 psig.....	86
Tabla 5.5 Diámetros de las líneas de recolección de la opción 1 en el nivel de 60 psig.....	87
Tabla 5.4 Diámetros de las líneas de recolección de la opción 1 en el nivel de 250 psig.....	89
Tabla 5.6 Parámetros evaluados en el análisis hidráulico para la opción 2 en el nivel de 60 psig.....	88
Tabla 5.8 Parámetros evaluados en el análisis hidráulico para la opción 2 en el nivel de 250 psig.....	89
Tabla 5.9 Diámetros de las líneas de recolección de la opción 2 en el nivel de 60 psig.....	90
Tabla 5.10 Diámetros de las líneas de recolección de la opción 2 en el nivel de 250 psig.....	91



Tabla 5.11	Diámetros de las líneas de recolección de la opción 3 en el nivel de 60 psig.....	92
Tabla 5.12	Diámetros de las líneas de recolección de la opción 3 en el nivel de 250 psig.....	93
Tabla 5.13	Gasoducto de transmisión de la estación de flujo en el nivel de 1200 psig.....	93
Tabla 5.14	Parámetros evaluados en el análisis hidráulico para la opción 4 en el nivel de 60 psig.....	94
Tabla 5.15	Parámetros evaluados en el análisis hidráulico para la opción 4 en el nivel de 250 psig.....	95
Tabla 5.16	Diámetros de las líneas de recolección de la opción 4 en el nivel de 60 psig.....	96
Tabla 5.17	Diámetros de las líneas de recolección de la opción 4 en el nivel de 250 psig.....	96
Tabla 5.18	Caracterizaciones de los separadores bifásicos de prueba.....	98
Tabla 5.19	Caracterizaciones de los separadores bifásicos de producción....	99
Tabla 5.20	Caracterizaciones de los tanques de almacenamiento.....	105
Tabla 5.21	Costos de procura y construcción de las opciones propuestas....	111
Tabla 5.22	Costos de inversión inicial de las opciones propuestas.....	111
Tabla 5.23	Matriz de selección de opciones.....	114

APÉNDICE A

Tabla A.1	Múltiples existentes en la estación SEF-10.....	124
Tabla A.2	Tanques existentes en la estación SEF-10.....	124
Tabla A.3	Separadores existentes en la estación SEF-10.....	125
Tabla A.4	Múltiples existentes en la estación SED-7.....	126
Tabla A.5	Tanques existentes en la estación SED-7.....	126
Tabla A.6	Tratadores térmicos existentes en la estación SED-7.....	127
Tabla A.7	Separadores existentes en la estación SED-7.....	128
Tabla A.8	Múltiples existentes en la estación SED-5.....	129
Tabla A.9	Tanques existentes en la estación SED-5.....	129



Tabla A .10	Tratadores térmicos existentes en la estación SED-5.....	130
Tabla A .11	Separadores existentes en la estación SED-5.....	131
Tabla A .12	Múltiples existentes en la estación SEF-15.....	132
Tabla A .13	Tanques existentes en la estación SEF-15.....	132
Tabla A .14	Tratadores térmicos existentes en la estación SEF-15.....	133
Tabla A .15	Separadores existentes en la estación SEF-15.....	134
Tabla A .16	Múltiples existentes en la estación SVEF.....	135
Tabla A .17	Tanques existentes en la estación SVEF.....	135
Tabla A .18	Separadores existentes en la estación SVEF.....	136
Tabla A .19	Separadores existentes en la estación SVEF (continuación).....	137
Tabla A .20	Múltiples existentes en la estación Mapiri Principal.....	138
Tabla A .21	Tanques existentes en la estación Mapiri Principal.....	138
Tabla A .22	Tratadores térmicos existentes en la estación Mapiri Principal.....	139
Tabla A .23	Separadores existentes en la estación Mapiri Principal.....	140
Tabla A .24	Múltiples existentes en la estación L-63.....	141
Tabla A .25	Válvulas multipuertos existentes en la estación L-63.....	141
Tabla A .26	Tanques existentes en la estación L-63.....	142
Tabla A .27	Separadores existentes en la estación L-63.....	143
Tabla A .28	Separadores existentes en la estación L-63 (continuación).....	144
Tabla A .29	Múltiples existentes en la estación YA-109.....	145
Tabla A .30	Válvulas multipuertos existentes en la estación YA-109.....	145
Tabla A .31	Separadores existentes en la estación YA-109.....	146
Tabla A .32	Separadores existentes en la estación YA-109 (continuación)...	147
Tabla A .33	Múltiples existentes en la estación G-52.....	148
Tabla A .34	Separadores existentes en la estación G-52.....	149
Tabla A .35	Múltiples existentes en la estación LCV-PPAL.....	150
Tabla A .36	Tanques existentes en la estación LCV-PPAL.....	150
Tabla A .37	Tratadores térmicos existentes en la estación LCV-PPAL.....	151
Tabla A .38	Separadores existentes en la estación LCV-PAL.....	152

Tabla A .39	Separadores existentes en la estación LCV-PPAL (continuación).....	153
Tabla A .40	Válvulas multipuertos adecuadas en la estación YA-109.....	154
Tabla A .41	Separadores adecuados en la estación LCV-PAL	155

APÉNDICE B

Tabla B.1	Oficial consolidado gas dga del campo La Ceibita.....	163
Tabla B.2	Oficial consolidado gas dga del campo Soto-Mapiri.....	164
Tabla B.3	Oficial consolidado crudo dga del campo La Ceibita.....	165
Tabla B.4	Oficial consolidado crudo dga del campo Soto-Mapiri.....	166
Tabla B.5	Oficial consolidado agua dga del campo La Ceibita.....	167
Tabla B.6	Oficial consolidado agua dga del campo Soto-Mapiri.....	168

APÉNDICE E

Tabla E.1	Composición del flujo multifásico en la estación SVEF en el nivel de 60 psig.....	185
Tabla E.2	Composición del flujo multifásico en la estación SVEF en el nivel de 250 psig.....	186
Tabla E.3	Composición del flujo multifásico en la estación SEF-15 en el nivel de 60 psig.....	187
Tabla E.4	Composición del flujo multifásico en la estación SEF-15 en el nivel de 250 psig.....	188
Tabla E.5	Composición del flujo multifásico en la estación SEF-10 en el nivel de 60 psig.....	189
Tabla E.6	Composición del flujo multifásico en la estación SED-5 en el nivel de 60 psig.....	190
Tabla E.7	Composición del flujo multifásico en la estación SED-7 en el nivel de 60 psig.....	191
Tabla E.8	Composición del gas en la estación L-63 en el nivel de 60 psig.....	192



Tabla E.9	Composición del gas en la estación L-63 en el nivel de 250 psig.....	193
Tabla E.10	Composición del gas en la estación YA-109 en el nivel de 60 psig.....	194
Tabla E.11	Composición del gas en la estación YA-109 en el nivel de 250 psig.....	195
Tabla E.12	Composición del gas en la estación G-52 en el nivel de 60 psig.....	196
Tabla E.13	Composición del gas en la estación G-52 en el nivel de 250 psig.....	197
Tabla E.14	Composición del gas en la estación LCV-PPAL en el nivel de 60 psig.....	198
Tabla E.15	Composición del gas en la estación LCV-PPAL en el nivel de 250 psig.....	199

APÉNDICE F

Tabla F.1	Válvulas multipuertos.....	212
Tabla F.2	Sistema de alivio y venteo.....	212
Tabla F.3	Paquete de inyección de químicos.....	212
Tabla F.4	Trampas de envío de la opción 1.....	213
Tabla F.5	Trampas de recibo de la opción 1.....	213
Tabla F.6	Paquete de gas combustible.....	214
Tabla F.7	Paquete de tratamiento de efluentes.....	214
Tabla F.8	Paquete de unidad recuperadora de vapor.....	215
Tabla F.9	Paquete de aire de servicio e instrumento.....	215
Tabla F.10	Paquete de sistema contra incendio.....	215
Tabla F.11	Paquete de alivio y venteo/ desvió de planta.....	216
Tabla F.12	Paquete de agua potable y servicios.....	216
Tabla F.13	Trampas de envío de la opción 2.....	217
Tabla F.14	Trampas de recibo de la opción 2.....	217
Tabla F.15	Trampas de envío de la opción 3.....	218



Tabla F.16	Trampas de recibo de la opción 3.....	218
Tabla F.17	Trampas de envío de la opción 4.....	219
Tabla F.18	Trampas de recibo de la opción 4.....	220
Tabla F.19	Paquete de compresión de la opción 3.....	221
Tabla F.20	Separadores de producción de las opciones 2 y 3.....	222
Tabla F.21	Separadores de producción de la opción 4 en el campo la Ceibita.....	222



INDICE GENERAL

	Pág.
INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO I PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	
1.1 Descripción del problema.....	3
1.2 Formulación del problema.....	9
1.2.1 Situación Actual.....	10
1.2.2 Situación Deseada	10
1.3 Objetivos... ..	11
1.3.1 Objetivo General.....	11
1.3.2 Objetivos Específicos.....	11
1.4 Justificación.....	12
1.5 Limitaciones.....	13
CAPÍTULO II MARCO TEÓRICO	
2.1 Antecedentes.....	14
2.2 Bases Teóricas.....	19
2.2.1 Campo petrolífero.....	19
2.2.2 Flujo de fluidos.....	20
➤ Flujo compresible.....	20
➤ Flujo incompresible.....	20
➤ Número de Reynolds.....	20
➤ Ecuación de Darcy Weisbach.....	21
2.2.3 Caída de presión y factores de fricción... ..	21
➤ Gradiente total de presión.....	21
➤ Pérdida de energía cinética.....	22
➤ Pérdida de carga hidrostática.....	22
➤ Pérdida por fricción.....	23
➤ Factor de fricción de Fanning....	24



2.2.4	Regímenes de flujo en tuberías horizontales o ligeramente inclinadas.	24
	➤ Flujo intermitente tipo pistón.....	25
	➤ Flujo estratificado suave.....	25
	➤ Flujo estratificado ondulante.....	26
	➤ Flujo intermitente tipo tapón.....	26
	➤ Flujo anular.....	27
	➤ Flujo tipo disperso.....	28
2.2.5	Flujo crítico.....	28
2.2.6	Velocidad crítica de sedimentación.....	29
2.2.7	Consideraciones básicas de diseño.....	29
	➤ Temperatura de operación.	29
	➤ Temperatura de operación máxima (TOM).....	29
	➤ Temperatura de operación mínima.....	29
	➤ Temperatura de diseño... ..	30
	➤ Presión de operación.....	30
	➤ Presión de operación máxima.....	30
	➤ Presión de diseño.....	30
	➤ Presión de trabajo máxima permisible (PTMP).....	30
2.2.8	Separadores físicos.....	31
2.2.9	Principios de la separación.....	31
	➤ Momentum (cantidad de movimiento).....	31
	➤ Fuerza de gravedad.....	31
	➤ Coalescencia.....	32
2.2.10	Separadores verticales.....	32
	➤ Separador con internos tipo vanes.....	32
2.2.11	Niveles / tiempo de residencia.....	34
	➤ Volumen de operación.....	35
	➤ Volumen de emergencia.....	35
	➤ Tiempo de residencia de operación.....	35



➤ Nivel bajo-bajo de líquido (o bajo cuando aplique).....	35
➤ Nivel alto-alto de interfase (o nivel alto cuando aplique)..	36
2.2.12 Longitud efectiva de operación (Leff).....	36
2.2.13 Velocidad de flotación y decantación.....	36
2.2.14 Bombas de desplazamiento positivos.....	37
➤ Bombas reciprocantes.....	37
➤ Bombas rotatorias.....	38
2.2.15 Compresor.....	38
➤ Constitución del turbocompresor.....	39
2.2.16 Etapas del proceso de compresión.....	39
➤ Razones para diseñar el proceso de compresión por etapas.....	40
2.2.17 Válvula selectora multipuerto.....	41
➤ Caída de presión en VSM.....	41
2.2.18 Tanques de almacenamiento.....	42
➤ Tipos de tanques de almacenamiento.....	42
➤ Códigos aplicable para el diseño de tanques.....	42
2.2.19 Ecuación Soave Redlich Kwong.....	43

CAPÍTULO III DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PRODUCTIVO DE PDVSA

3.1 Descripción del proceso de producción de gas y crudo.....	45
3.1.1 Extracción de hidrocarburos.....	45
➤ Flujo en yacimiento.....	45
➤ Producción en el pozo.....	45
3.1.2 Recolección de crudo.....	46
3.1.3 Separación del gas.....	46
3.1.4 Almacenamiento de crudo.....	47
3.1.5 Transporte de oleoductos.....	48
3.1.6 Compresión del gas.....	48
3.1.7 Acondicionamiento del gas.....	49
➤ Endulzamiento del gas natural.....	49



➤ Deshidratación del gas natural.....	49
➤ Segregación de corrientes.....	49
3.1.8 Embarque a exportación.....	50
➤ Descripción de las estaciones de flujo.....	50
➤ Descripción de estación de descarga.....	52

CAPÍTULO IV MARCO METODOLÓGICO

4.1 Diagnostico del estado general de las estaciones de flujo y estaciones de descarga existentes.....	54
4.2 Propuestas de las opciones para el manejo conjunto de la producción de los campos Soto-Mapiri-La ceibita hasta el centro operativo, centralizando los procesos.....	56
4.3 Simulación de las líneas de recolección de las opciones planteadas y dimensionamiento de las mismas.....	57
4.4 Caracterización de los equipos principales de los sistemas de recolección de cada opción propuesta.....	63
4.5 Estimación de los costos de inversión de las opciones planteadas para el manejo de la producción.....	68
4.6 Selección del esquema operativo más factible técnica y económicamente.....	69

CAPÍTULO V DISCUSIÓN DE RESULTADOS

5.1 Estado general de las estaciones de flujo y descarga existentes.....	71
5.2 Opciones para el manejo conjunto de los fluidos desde los campos Soto-Mapiri-La Ceibita hasta el centro operativo.....	74
5.3 Simulación de las líneas de flujo de las opciones planteadas utilizando el paquete de simulación Pipephase.....	81
5.4 Caracterización de los equipos principales de los sistemas de recolección de cada opción propuesta.....	97



5.5 Costos de las opciones planteadas para el manejo de la producción.....	109
5.6 Selección del esquema operativo más factible en función de los resultados de la simulación y estimado de costo.....	112
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	115
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	118
APÉNDICES	
Apéndice A Levantamiento físico de información.....	123
Apéndice B Tablas y formatos de referencia.....	162
Apéndice C Ruteo de tuberías.....	174
Apéndice D Esquemáticos de las opciones.....	179
Apéndice E Análisis cromatográfico.....	184
Apéndice F Listado de equipos.....	211
Apéndice G Costos.....	223
Apéndice H Cálculos típicos.....	236

CAPÍTULO I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En este capítulo se presenta las razones por las cuales se realizara este trabajo; enfocando el problema desde la situación actual y proyectándolo hasta su situación deseada, además se plantean los objetivos del mismo tanto general como específicos, justificación y limitaciones de esta investigación.

1.1 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

El negocio del gas, que representa una importante oportunidad de crecimiento para la industria nacional, es atendido por PDVSA Gas que se concibe como la filial de Petróleos de Venezuela, S. A. la cual se dedica a la exploración y explotación de gas no asociado, así como a la extracción y fraccionamiento de Líquidos del Gas Natural (LGN), al transporte, distribución y comercialización de los hidrocarburos gaseosos en el mercado nacional e internacional. Dada su importancia esta industria está presente en casi todo el país. Con unas reservas probadas de 347 trillones de pies cúbicos de gas, Venezuela con su potencial gasífero es una de las potencias mundiales del sector de hidrocarburos ubicándose en el octavo puesto mundial en reservas probadas.

El Proyecto Gas Anaco (PGA), constituye actualmente uno de los principales objetivos de PDVSA Gas en Producción de Gas, con el propósito de incorporar reservas de gas libre, modernizar la industria del gas y maximizar la producción de gas no asociado, para atender los requerimientos del mercado nacional y así contribuir a la evolución de la industria aguas abajo, para que toda la cadena productiva se dé. El objetivo de la puesta en marcha de este proyecto es construir la infraestructura requerida en el Distrito Anaco para manejar su producción actual y crecimiento hasta 2800 MMPCSGD ⁽¹⁾ y 35 MBPD de crudo liviano en forma confiable, segura y a menor costo operacional, a fin de satisfacer las necesidades de gas del mercado interno y de las Plantas de Extracción de LGN, en un horizonte de 20 años.

El Campo Soto-Mapiri, está ubicado en el Municipio Pedro María Freites del Estado Anzoátegui, en dirección Norte vía Cantaura, a 25 Km de la ciudad de Anaco en dirección Sur-Este; pertenece al Área Mayor de Oficina (A.M.O) y es operado por la

(1) Millones de Pies Cúbicos Estándar de Gas por Día

Unidad de Explotación Gas Condensado del Distrito Anaco. Está conformado actualmente por las áreas operacionales que se indican a continuación: estaciones de flujo existentes: Soto 10 (SEF-10), Soto 15 (SEF-15), San Vicente (SVEF) y Mapiri Principal. Estaciones de descargas: Soto 7 (SED-7) y Soto 5 (SED-5). Planta Compresora: Planta Compresora Soto. Red de recolección del campo: Gasoductos que llevan la producción a la planta compresora Soto y oleoductos que llevan los líquidos (crudo y agua) desde las estaciones de flujo a las estaciones de descarga.

El campo la Ceibita, se encuentra ubicado también en el Municipio Pedro María Freites del Estado Anzoátegui, aproximadamente a 30 kilómetros de la ciudad de Anaco, en dirección Sur-Este; pertenece al Área Mayor de Oficina (A.M.O) y es operado por la Unidad de Explotación Livianos Medianos del Distrito Anaco. Actualmente esta constituido por las siguientes áreas: Estaciones de flujo: L-63, YA-109, G-52. Estación de Descarga: LVC-PPAL. Planta compresora: Planta compresora la Ceibita.

En las estaciones de flujo se realizan procesos de: recolección, separación, almacenamiento y bombeo, mientras que en las estaciones de descarga los procesos son: recolección, separación, almacenamiento, tratamiento de crudo y agua y bombeo y en la planta compresora se realiza el proceso de: compresión de gas.

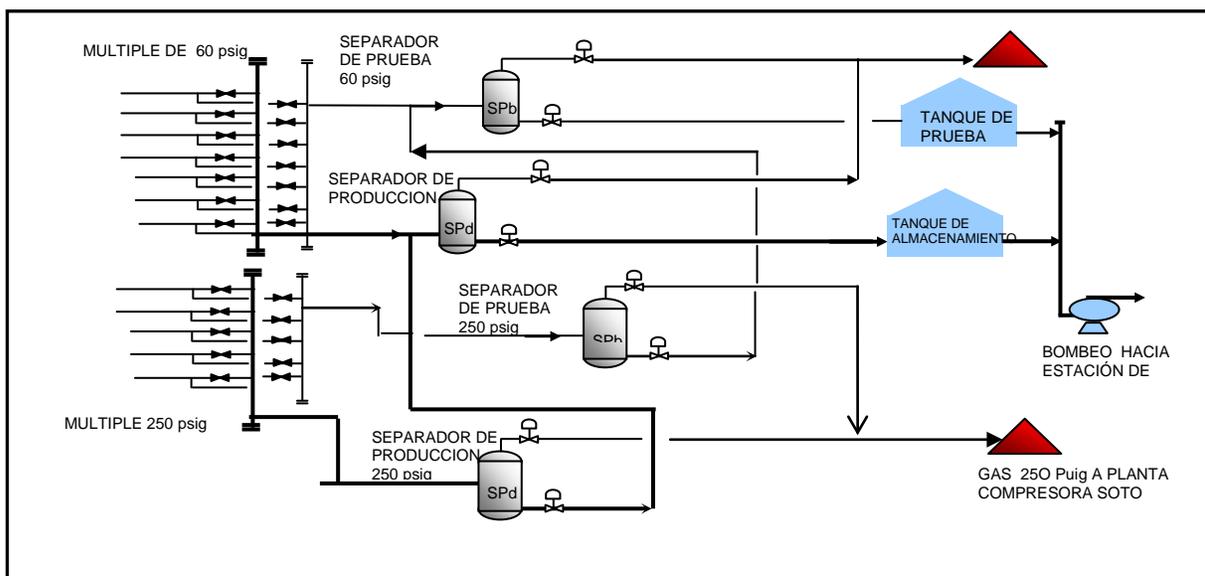


Figura 1.1 Diagrama de flujo del proceso de producción en las estaciones de flujo
(Fuente: Tivenca, 2005)

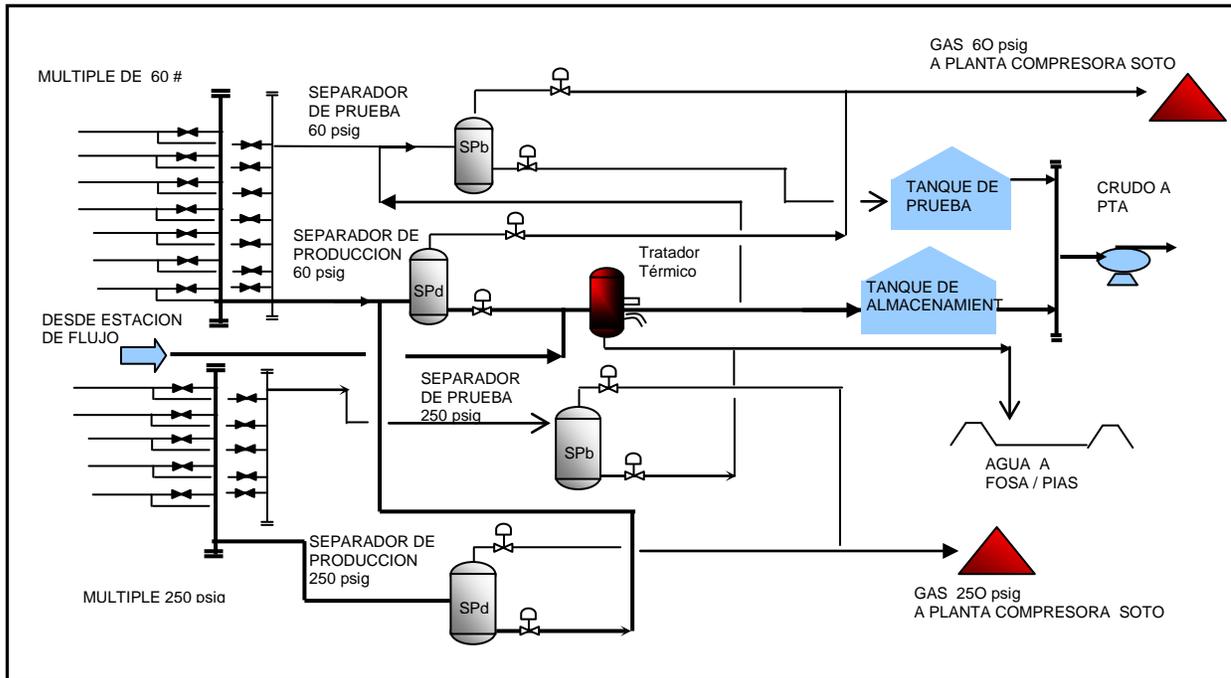


Figura 1.2 Diagrama de flujo del proceso de producción en las estaciones de descarga (Fuente: Tivenca, 2005)

El flujo multifásico proveniente de los pozos llega a los múltiples de recolección tanto en las estaciones de flujo como de descarga a través de líneas que poseen un diámetro definido. Cabe destacar que ambas estaciones cuentan con su sistema de prueba tanto de gas como de líquido para los distintos niveles de presión donde se contabiliza la producción de cada pozo asociado a dichas estaciones.

La corriente multifásica proveniente de los múltiples entra a los separadores de producción donde se produce la separación del gas y la fase líquida (crudo+agua), el gas sale por el tope de los separadores a través de una línea que se conecta al respectivo cabezal de recolección de gas en las diferentes presiones para ser enviados a la planta compresora Soto o planta compresora La Ceibita, el gas proveniente de las estaciones de flujo y descarga entra a la Planta por medio de dos cabezales uno para el nivel de 60 psig y el otro para el nivel de 250 psig, donde es comprimido para elevar su presión hasta 1200 psig (presión gas venta), para finalmente ser enviado al sistema de transmisión del Área Mayor de Oficina direccionado a las Plantas de extracción del Criogénico San Joaquín, para su posterior procesamiento.

En las estaciones de flujo el líquido (Crudo + Agua) proveniente de los separadores de 60 psig sale por control de nivel a través de una línea, mientras que el líquido proveniente del separador de 250 se envía en cascada al separador de 60 psig a través de una tubería a fin de bajar la presión hasta el nivel de 60 psig. Estos líquidos son estabilizados en un tanque de almacenamiento y posteriormente bombeados a través de un cabezal recolector de líquido que conduce los mismos a la estación de descarga para su tratamiento. En estas estaciones el líquido proveniente de las estaciones de flujo llega a través de líneas a los tratadores térmicos donde se separa el crudo del agua, el crudo separado es enviado a tanques de almacenamiento para posteriormente ser bombeado a través de una línea hacia Patio Tanques Anaco, mientras que el agua salada es almacenada en tanques e inyectada a través de una línea al pozo recolector.

En la actualidad el proceso de producción de gas y crudo en estos campos pasa por varias etapas antes de llegar a los centros de distribución, bien sea el Criogénico de San Joaquín o Patio Tanque Anaco (PTA) y como se ilustra en las figuras 1.1 y 1.2, el manejo de la producción se realiza de manera dispersa bajo un esquema de operaciones semi-centralizada, que viene a constituir una problemática porque entre los planes de negocio de PDVSA GAS en el Distrito Anaco, se estima un incremento bastante representativo en la producción de gas y líquidos asociados para estos campos. Como se observa en las figuras 1.3 al 1.6 de acuerdo a las premisas planteadas por PDVSA para los años 2005-2024, los campos Soto-Mapiri y La Ceibita poseen importantes reservas de hidrocarburos en contraste con los volúmenes manejados hasta ahora, lo que los convierte en fuente productora confiable de gas natural. Esta visión de negocios es proyectada en el PDO el cual es una base de recursos que origina el departamento de Estudios Integrados, Yacimientos y Perforación en el marco de buscar nuevas oportunidades de negocios para la corporación, aumentando el valor agregado del mismo.

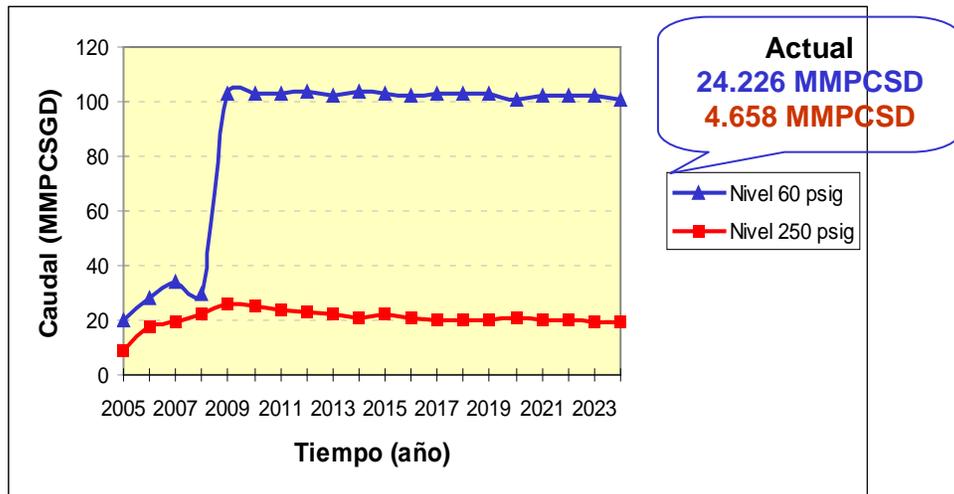


Figura 1.3 Pronostico de gas en el campo Soto-Mapiri
(Fuente: PDO 2005-2024, 2005)

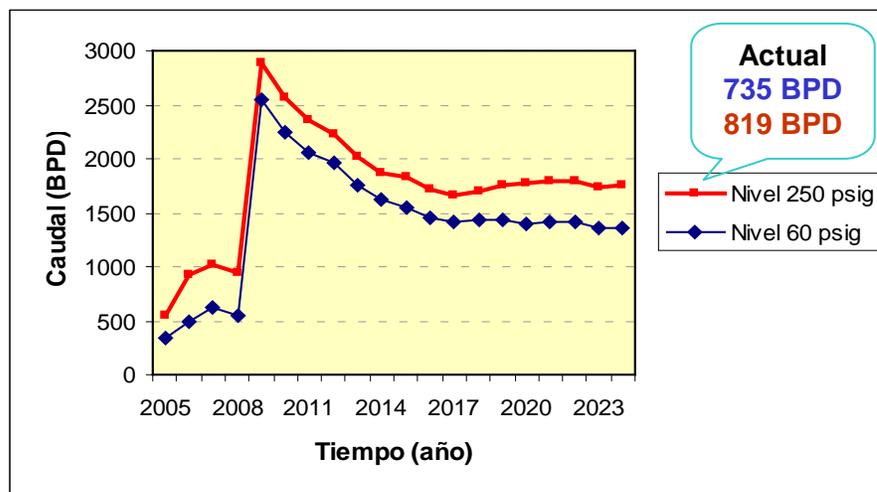


Figura 1.4 Pronostico de crudo en el campo Soto-Mapiri
(Fuente: PDO 2005-2024, 2005)

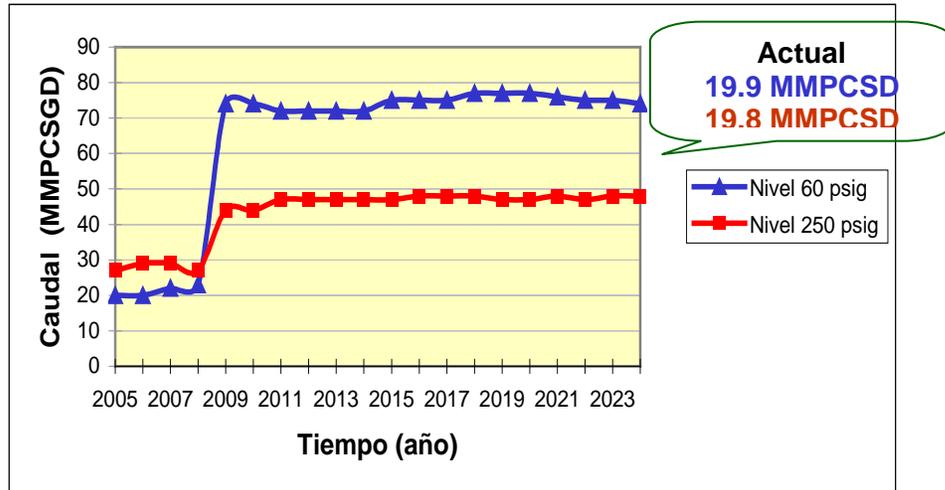


Figura 1.5 Pronóstico de gas en el campo La Ceibita
(Fuente: PDO 2005-2024, 2005)

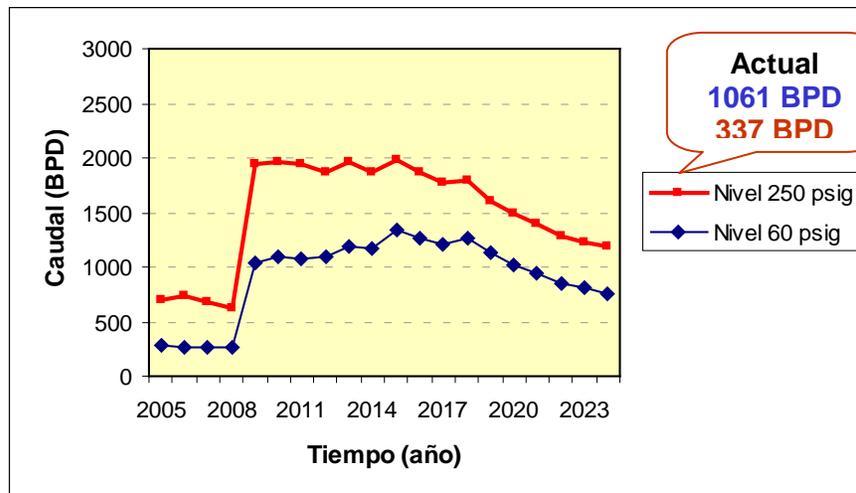


Figura 1.6 Pronóstico de crudo en el campo La Ceibita
(Fuente: PDO 2005-2024, 2005)

Las instalaciones convencionales existentes no pueden manejar este aumento de la volumetría correspondiente. Cabe destacar que este esquema de producción no está alineado con objetivos del proyecto PGA y que también se presentan altos costos de mantenimiento debido al constante requerimiento de personal para atención de las instalaciones.

La integración y estudio de estos campos es realizada en la fase II del PGA, ya que en la fase I solo se realizó la centralización de campos por separado; es decir un (1) solo centro operativo para cada campo en el cual se maneja de manera conjunta los procesos de producción, debido a que los volúmenes a manejar dentro de ellos son bastantes representativos entre ellos se tiene: San Joaquín, Santa Rosa y Zapato-Mata R. En tanto que la volumetría a procesar por los campos del presente estudio a pesar de que representan un incremento con respecto a lo manejado hoy día no son lo suficientemente elevadas por lo que la resulta viable analizar estos campos de manera conjunta en el marco de aumentar la rentabilidad de los mismos, cabe destacar que este incremento de la volumetría contemplado en el PGA trae como consecuencia un aumento en la capacidad de transporte de oleoductos y gasoductos respectivos. De igual forma en la capacidad de procesamiento de la Planta de Extracción San Joaquín y por ende del Criogénico de Jose.

Es por esta razón, y en la búsqueda de cumplir con los requerimientos del proceso y de la empresa, como fuente productora confiable de gas y crudo, que se plantea la necesidad de evaluar técnico y económicamente las opciones para el manejo conjunto de la producción de los campos Soto-Mapiri-La Ceibita, a objeto de eliminar los procesos descentralizados que se desarrollan en las instalaciones existentes.

1.2 FORMULACIÓN DEL PROBLEMA

Actualmente la infraestructura existente en los campos Soto-Mapiri-La Ceibita no es suficiente para el manejo de los nuevos volúmenes de producción estimados en el Portafolio De Oportunidades 2005-2024 (PDO). Adicionalmente, estas instalaciones presentan un alto nivel de obsolescencia más de 40 años de servicio en la mayoría de los casos, se encuentran dispersas en un área relativamente grande y fueron diseñadas y construidas bajo la base de producción de crudo.

Por otra parte, los yacimientos actuales son principalmente productores de gas, por consiguiente debido al incremento de la relación gas crudo y del aumento de la demanda de estos hidrocarburos en el mercado interno, se plantea la posibilidad de evaluar técnico y económicamente las opciones para manejar en conjunto la producción de estos campos y centralizar los procesos a objeto de adecuar la

infraestructura para el manejo de la producción, dentro de criterios de rentabilidad y eficiencia.

1.2.1- SITUACIÓN ACTUAL

Los campos soto-Mapiri-La Ceibita del Distrito Anaco no cuentan con un proceso de producción centralizada, se caracterizan por ser dispersos en cuanto a ubicación geográfica, heterogeneidad geológica, infraestructura diseñada para explotar crudo y baja presión de yacimiento, todo esto ha llevado al distrito a contar con muchos activos improductivos y obsoletos. Por otra parte, la capacidad de procesamiento de las plantas compresoras actuales no es suficiente para manejar un incremento en la producción, además se realizan frecuentes operaciones de mantenimiento ocasionando elevados costos de operación y/o paros de producción, lo cual conlleva a un mayor riesgo en las operaciones.

A su vez, se dispone de espacios físicos dentro de los campos y en las adyacencias lo que otorga la posibilidad de realizar el diseño de una infraestructura que ofrezca las condiciones adecuadas para la recolección, tratamiento y distribución de la producción de estos campos.

De no evaluar el planteamiento de un sistema de operaciones centralizado se tendría como consecuencias una disminución en el valor agregado del negocio debido al incremento de los costos de la producción de gas y petróleo, de alquiler de compresores, de operación y de mantenimiento, además del posible impacto ambiental y la afectación a terceros; ya que no se analiza la transferencia desde un esquema tradicional de operaciones, a una nueva visión del negocio, orientada a maximizar la producción de gas para generar una cadena de valor a través de las funciones de procesamiento y comercialización de gas.

1.2.2- SITUACIÓN DESEADA

La empresa requiere disponer de la evaluación técnico-económica de las opciones para el manejo conjunto de los campos Soto-Mapiri-La Ceibita, a objeto de poder eliminar la dispersión de los procesos de separación, tratamiento de agua y crudo, almacenamiento, bombeo y compresión de gas y centralizar los procesos de producción

en un área específica, con el fin de poder manejar las nuevas volumetrías asociadas a los campos. Con el presente estudio la empresa contara con una investigación a su alcance que más adelante pueda conllevar a la implementación del esquema de producción estudiado, generando así beneficios a la misma.

1.3 OBJETIVOS

1.3.1 Objetivo general:

Evaluar técnico-económicamente las opciones para el manejo conjunto de la producción de los campos Soto-Mapiri-La Ceibita contemplados en el proyecto gas anaco, a fin de manejar todos los procesos de separación, tratamiento de agua y crudo, almacenamiento, bombeo y compresión en un área específica.

1.3.2 Objetivos específicos:

1.3.2.1 Diagnosticar el estado general de las estaciones de flujo y estaciones de descarga existentes, con el propósito de precisar las condiciones de operación del proceso y las características propias de los equipos y tuberías.

1.3.2.2 Proponer opciones para el manejo conjunto de los fluidos desde los campos Soto-Mapiri-La Ceibita hasta el centro operativo, con el fin de centralizar los procesos garantizando la producción esperada según el portafolio de oportunidades 2005-2024.

1.3.2.3 Simular las líneas de flujo de las opciones planteadas utilizando el paquete de simulación Pipephase, con el fin de determinar las condiciones de operación y diseño de las líneas de cada opción.

1.3.2.4 Caracterizar los equipos principales de los sistemas de recolección de cada opción propuesta, con el propósito de obtener la funcionalidad de los mismos.

1.3.2.5 Estimar los costos de las opciones planteadas para el manejo de la producción, con el propósito de determinar el monto de inversión inicial de cada propuesta.

1.3.2.6 Seleccionar el esquema operativo más factible en función de los resultados de la simulación y estimado de costo, a fin de establecer la opción más adecuada técnica y económicamente.

1.4 JUSTIFICACIÓN

La importancia de este proyecto en el ámbito social, radica en que la economía de Venezuela tiene su base fundamental en el petróleo de la nación y sus recursos minerales. Mientras la extracción del recurso ha ayudado al desarrollo de la economía industrial aun así la nación continúa siendo vulnerable a fluctuaciones del mercado mundial. Por ello se considera que la industria petrolera juega un papel relevante en la economía y lo hace tanto en la actualidad como lo hará en los años venideros, con el fin único de establecer recursos que impulsen el desarrollo del resto del mercado productivo que conforma este país. Todo ello conlleva a destacar que cualquier investigación cuyo objetivo sea acelerar el auge de esta industria y que por ende contribuya al fortalecimiento de la misma generara un avance significativo en el desarrollo y economía, no solo del país, sino que también servirá para la satisfacción de las necesidades energéticas de muchas economías emergentes y de los clientes tradicionales de PDVSA en el mediano y largo plazo.

La evaluación de la centralización de los procesos de producción de gas y crudo, radica en que puede permitir un incremento de la eficiencia del proceso debido a que se puede manejar el incremento de la producción y por consiguiente cumplir con los requerimientos del mercado, que solo se podría lograr adquiriendo equipos nuevos o repotenciando algunos ya existente para finalmente pagar un costo elevado por operación, y mantenimiento. Es por ello, que esta acción va a constituir una de las implicaciones prácticas de esta investigación ya que se busca la solución a la problemática existente, representando así beneficios para la empresa.

En cuanto al aporte metodológico, este proyecto establecerá una estrategia para el diseño de los procesos de producción en la rama de gas que aporten mejores dividendos al país.

En otro orden de ideas, este trabajo representa una fuente de conocimientos en lo que se refiere al proceso de producción de gas y crudo en el Distrito Gas Anaco, en cada una de sus etapas de procesamiento, y constituye una fuente bibliográfica de gran valor teórico para la Universidad de Carabobo. Además, la conveniencia de esta investigación para el autor, esta en afianzar y ampliar los conocimientos adquiridos en el área de procesos químicos de gran implementación en la industria, tal como es

manejo de fluidos, simulación de procesos, entre otros. Por otra parte, la presente investigación también permitirá un aprendizaje en el área concerniente a otras disciplinas de la ingeniería debido a que se necesitara un trabajo multidisciplinario, así como también proporcionará la experiencia laboral.

1.5 LIMITACIONES

En la realización de este trabajo de investigación la limitante más importante lo constituye la recopilación de información necesaria bien sea técnica por la complejidad del proceso planteado, o el requerimiento de información a otras gerencias de la corporación, además de la dependencia de esta investigación de otras disciplinas de ingeniería lo cual se traduce en un tiempo de espera que puede significar un retraso en cuanto al tiempo estipulado.

Otro factor importante lo representa la distancia existente entre la Universidad de Carabobo y el área de investigación; es decir; el Distrito Gas Anaco, lo cuál implica menor acceso al tutor académico y por consiguiente menor información teórica al alcance del autor que se encuentre disponible en la casa de estudio.

CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO

En el siguiente capítulo se presenta un resumen de los trabajos que anteceden esta investigación, así como las bases teóricas que la sustentan, y que ayudan a comprender todos los fenómenos involucrados en el estudio.

RONALD A., Román B. (2005). **Evaluación del sistema de recolección e inyección de agua salada de formación en los campos del Área Mayor de Oficina del Distrito Anaco.** Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

En esta investigación se requiere evaluar el sistema de recolección e inyección de agua salada de formación desde todos los campos del Área mayor de oficina (A.M.O) del Distrito Gas Anaco hasta los pozos ZG-17, M5-25 Y SCJ-250, correspondientes a los campos zapatos, Mata-R y Soto, respectivamente; tomando como referencia lo establecido en la norma internacional API VT-395 y afines. Es por esto que como parte de la metodología empleada se pretende hacer una evaluación, mediante la simulación con el programa HYSYS, del sistema de recolección e inyección de agua salada en el A.M.O. Para ello se debe realizar el levantamiento físico de toda la red de recolección e inyección de agua, también se realizara una caracterización físico-química del fluido. Durante el proceso de simulación se realizara análisis de sensibilidad para así determinar las mejoras que se han de proponer para disminuir o eliminar las causas del funcionamiento insatisfactorio del sistema de recolección e inyección de agua salada.

Con la evaluación realizada, se determinó que los altos niveles de hidrocarburos en estación de flujo (SED-7) y estación Mapiri Principal (MVR-Ppal) indican una operación insatisfactoria de los tratadores de estas estaciones de descarga y que la ausencia de un sistema de tratamiento de agua a inyección para la remoción de sólidos suspendidos e hidrocarburos, constituye la principal problemática encontrada por los elevados niveles de éstos en el agua a inyección y el potencial daño que pueden causar a la formación receptora.

Tanto el estudio realizado como el presente, buscan evaluar el procesamiento en el A.M.O, contemplado estaciones del campo Soto-Mapiri mediante un



levantamiento físico lo cual implica un trabajo de campo para luego realizar una simulación, con la diferencia de que este estudio en particular busca determinar la problemática existente solo en la red de recolección para aplicar mejoras únicamente en las operaciones realizadas en esta etapa del proceso, mientras que en el presente trabajo se proponen mejoras en cuanto a infraestructura y condiciones de operación de todo el proceso integrado.

ARRECHEDERA, C y NOGUERA, B. (2004). **Desarrollo de un módulo de cálculo para predecir el comportamiento de flujo bifásico gas/líquido en tuberías.** Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

En este trabajo se desarrolla un módulo de cálculo computarizado para predecir el comportamiento de flujo bifásico gas-líquido en tramos de líneas horizontales con el fin de simplificar dicho estudio, permitiendo un conocimiento de las características del flujo transportado a las estaciones de flujo para luego ser llevado al proceso de separación bifásica.

Para el logro del objetivo se presenta información bibliográfica acerca de los parámetros y variables involucradas, así como también de las ecuaciones más importantes involucradas a la hora de predecir el patrón de flujo bifásico. Posteriormente se construye un algoritmo para lograr la predicción, utilizando las ecuaciones y criterios seleccionados, para después programar este algoritmo en virtual pascal como lenguaje de programación para consola y ver de esta manera como funciona la aplicación y luego programarlo en lenguaje Delphi para obtener una aplicación completamente gráfica y orientada a eventos. La validación se realizó a partir de datos de campo suministrados por PDVSA GAS Distrito Anaco y se tomó como referencia el mapa de Taitel Dukler.

La simulación arrojó como resultados que en tuberías horizontales predomina el régimen de flujo segregado del tipo estratificado. El flujo de transición segregado-intermitente tiende a formar tapones de líquido.

La similitud básica es que en esta investigación se plantea la simulación de líneas horizontales donde transita flujo de hidrocarburos; además bifásico gas-líquido

por lo que es muy importante el tipo de flujo que este presente; es decir; las características del mismo y su comportamiento en la tubería. La investigación realizada, se puede diferenciar en que el trabajo realizado se simula a partir del desarrollo del modulo de cálculo pertinente y se compara con resultados emitidos por simuladores comerciales en tanto que en el presente trabajo se empleara un simulador comercial para validar los datos tomados en campo, otra diferencia existente es que se simula solo flujo bifásico, en tanto que en esta investigación se considera es flujo multifásico (gas/crudo/agua).

GARCÍA, M y FRACACHAN, E. (2002). **Simulación de los sistemas de transmisión y distribución de gas natural**. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

La presente investigación requiere el Desarrollo de un programa que calcule y resuelva sistemas de transmisión y distribución de gas natural, utilizando el método de Newton-Raphson.

Este trabajo se considera desde el punto de vista metodológico, de tipo experimental, por lo cual para dar alcance al objetivo planteado se presenta información bibliográfica a cerca de cuales son los parámetros más importantes y variables involucradas, así como también de las ecuaciones más importantes, involucradas a la hora de calcular una red de gas. Posteriormente se construye un algoritmo para el cálculo de las redes, utilizando como método numérico el de Newton-Raphson, para después programar este algoritmo en Visual Fortran 90 como lenguaje de programación y en Visual Basic 60 para realizar la interfaz gráfica programa-usuario. Posteriormente se valida el programa comparando los resultados obtenidos por este con datos bibliográficos, redes reales y con un simulador comercial (GASNET).

Entre los resultados obtenidos se tiene que los parámetros más importantes a la hora de realizar un análisis a una red de gas natural, son la presión y el caudal. Las desviaciones obtenidas al validar el programa con datos bibliográficos, red real y programa comercial, están por debajo del 10% en los cálculos de caudales y debajo del



15% en los de presión. La similitud existente con el trabajo a desarrollar es que tanto el trabajo realizado como el presente son de tipo experimental según lo anterior expuesto debido a que se valida el programa de simulación con datos de redes reales y que los parámetros más relevantes a considerar en el proceso de simulación son el caudal y las presiones en redes de tubería para distribuir la producción de gas y crudo. La diferencia básica lo constituye que en el trabajo realizado el simulador a emplear es desarrollado en tanto que en el presente trabajo es de carácter comercial.

SEPÚLVEDA P., Daney I. (2003). **Factibilidad de aumentar la capacidad de suministro de nitrógeno gaseoso desde la planta de gases del aire “maratón” de Aga Gas C.A. hacia el complejo petroquímico Zulia de Pequiven - El Tablazo.** Trabajo de grado de maestría. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Área de estudios de postgrado.

En este trabajo se requiere Determinar la factibilidad técnico económica de un proyecto para duplicar la capacidad de suministro de nitrógeno gaseoso desde la Planta de Gases del Aire “Maratón” de la empresa AGA GAS C.A. hacia el Complejo Petroquímico Zulia de PEQUIVEN - El Tablazo.

La modalidad del proyecto se ubica dentro del marco de proyecto factible, el cual tiene como finalidad desarrollar nuevos enfoques para la resolución de problemas, cuyas soluciones fueron aplicadas de manera directa en el campo de trabajo, para satisfacer necesidades de una institución o grupo social en este caso el Complejo Maratón de AGA Gas, C.A.

Se tomó como base la investigación de campo, ya que la misma permitió la recolección, tratamiento, análisis y presentación de los datos del problema con el propósito de describirlos, explicar sus causas y efectos, entender su comportamiento o predecir su ocurrencia; los datos recolectados son obtenidos directamente de la realidad (Tamayo, 1992). Así mismo se consideró información proveniente de fuentes documentales. Esta investigación es además, de nivel descriptivo, ya que comprende la descripción, registro, análisis e interpretación de la información actual o procesos interactuantes, obteniendo así una idea clara del proceso de producción de manera de



establecer los requerimientos necesarios para satisfacer las exigencias del suministro de nitrógeno gaseoso desde la Planta de Gases del Aire del Complejo Maratón hacia el Complejo Petroquímico Zulia de PEQUIVEN; utilizando criterios sistemáticos que permitieron poner de manifiesto su estructura o comportamiento.

Entre los resultados se tiene que el estudio técnico se realiza mediante técnicas de ingeniería de proceso y distribución en planta, basándose en la capacidad del compresor actual, el cual está funcionando dentro de su límite máximo de compresión (5.000 Nm³/h). El estudio de mercado realizado refleja una demanda actual de 66.287.560 Nm³/h (2002), con una proyección a futuro de 104.158.702 Nm³/h (2012).

Este antecedente presenta similitud con la investigación que se va a llevar a cabo, porque en el mismo se hace un estudio exhaustivo de la infraestructura existente para el diseño y localización de otra infraestructura que puede manejar un aumento de producción, en cuanto a la metodología el trabajo realizado se considera de campo al igual que el presente. La diferencia estriba en que en el trabajo mencionado se hace estudio de mercado y se aumenta es la capacidad de suministro de hidrógeno gaseoso, en tanto que en este trabajo se maneja es el aumento de la producción en un campo petrolero. Cabe destacar que dicho trabajo opta al título de magíster en Ingeniería por lo que su profundidad en la investigación es mayor.

WU, H., ZHOU, F.WU,Y. **Intelligent identification system of flor regime of Oil-Gas-Walter multiphase flow**. Internacional Journal Multiphase Flow. Vol.5.

En este trabajo se presenta un sistema inteligente para la identificación de flujo multifásico gas-petróleo-agua, empleando como datos para el programa medidas de presión instantáneas y teoría acerca de las características vectoriales de varios regímenes de flujo, dicho sistema puede identificar el patrón de flujo utilizando la información previa recopilada y considerando algunos parámetros de Ingeniería lo que le da la calificación de "Inteligente".

La similitud del trabajo presentado respecto a este trabajo radica en que el enfoque de ambos esta referido a un flujo trifásico gas-crudo-agua y en la selección de accesorios para la separación de las fases que intervienen en el flujo. La diferencia radica en que el fundamento del trabajo reportado es obtener un modelo capaz de

predecir el régimen de flujo; en tanto que la presente investigación se trabaja utilizando un modelo ya desarrollado.

CAMACHO, Jesús. (1992). **Cálculo de las presiones óptimas de separación y diseño de recipientes.** Trabajo de ascenso. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

En este trabajo el autor especifica en detalle el procedimiento a seguir en la determinación de las condiciones óptimas de separación gas-petróleo en procesos de dos y tres etapas de producción, así como el diseño preliminar de separadores bifásicos, tanto verticales como horizontales. Desarrollo de un programa de computación Turbo-Basic.

La similitud de esta investigación con el presente trabajo es que abarca el establecimiento de las condiciones iniciales o condiciones fronteras para la selección de un separador.

La diferencia radica es que dicha investigación desarrolla diseños preliminares de separadores pero sin embargo no incluye todos los equipos que serán tratados en esta investigación, por lo que difiere en gran parte del presente trabajo a desarrollar.

2.2 BASES TEÓRICAS

La producción de pozos petroleros para cumplir con los requerimientos de gas y crudo exigidos por la nación es un proceso que implica una serie de conceptos y definiciones que deben ser tomadas en cuenta al momento de realizar un diseño de un esquema de recolección.

2.2.1 Campo petrolífero

Es una zona con abundancia de pozos de los que se extrae petróleo del subsuelo. Debido a que las formaciones subterráneas que contienen petróleo se extienden sobre grandes zonas, posiblemente a lo largo de varios cientos de kilómetros, una explotación completa conlleva varios pozos dispersos a lo largo de un área. Además, puede haber pozos exploratorios que investigan los límites, tuberías para transportar el petróleo a cualquier lugar y locales de apoyo. (Martínez, 1994)



2.2.2 Flujo de fluidos

➤ Flujo compresible

El flujo se considera compresible cuando la caída de presión debida al paso de un gas por un sistema es lo suficientemente grande, en comparación con la presión de entrada, para ocasionar una disminución del 10% o más en la densidad del gas. (Ramírez, 1996)

➤ Flujo incompresible

El flujo se considera incompresible si la sustancia en movimiento es un líquido, o si se trata de un gas cuya densidad cambia de valor en el sistema en un valor no mayor al 10%. (Ramírez, 1996)

➤ Número de Reynolds

Es un número adimensional el cual expresa la relación de la fuerza inercial y la fuerza viscosa en el flujo de fluido. (Neswki, 1994)

$$NRe = \text{Fuerzas inerciales} / \text{Fuerzas viscosas}$$

Este número es adimensional y puede utilizarse para definir las características del flujo dentro de una tubería. El número de Reynolds proporciona una indicación de la pérdida de energía causadas por efectos viscosos. Cuando las fuerzas viscosas tienen un efecto dominante en la pérdida de energía, el número de Reynolds varía y se clasifica en tres regímenes de acuerdo con el valor del número de Reynolds:

$Re \leq 2000$ flujo laminar

$2000 < Re < 4000$ flujo de transición (laminar o turbulento)

$Re \geq 4000$ flujo turbulento



➤ Ecuación de Darcy-Weisbach

Experimentalmente se ha comprobado que las pérdidas de cabezal en tuberías rectas cilíndricas, son directamente proporcionales al cabezal de velocidad y a la longitud de la tubería e inversamente proporcional al diámetro de la tubería. Para el cálculo de dichas pérdidas Darcy, Weisbach y otros propusieron ecuaciones de la forma. (Silva, 2001)

$$h_L = f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g} \quad \text{EC.1}$$

Donde:

f : Factor de fricción de Darcy.

L: Longitud de tubería.

g: Aceleración de la gravedad.

h_L : Pérdida de cabezal.

Esta es la ecuación básica para el cálculo de las pérdidas de cabezal causadas por la fricción en flujo completamente desarrollados (no por accesorios), en tuberías largas, rectas, de diámetro constante que corren llenas de líquido en condiciones isotérmicas.

En tuberías curvadas las pérdidas de cabezal son causadas por los efectos combinados de la separación de la capa límite, la fricción de las paredes y el flujo secundario.

2.2.3 Caída de presión y factores de fricción

➤ Gradiente total de presión

El gradiente total de presión, en un punto cualquiera en una tubería, puede ser definida como la suma de tres efectos: (1) la contribución de aceleración, (2) la contribución de elevación y (3) la contribución friccional. (Neswki, 1994)

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{TOTAL} = \left(\frac{dv}{dL}\right)_{ACC} + \left(\frac{dp}{dL}\right)_{ELEV} + \left(\frac{dp}{dL}\right)_{FRICC} \quad \text{Ec.2}$$



➤ **Pérdida de Energía cinética**

Este efecto puede ser expresado en términos de la velocidad de masa, G, la cual es constante, y del gradiente de velocidad del fluido.

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{ACC} = G\left(\frac{dv}{dL}\right) = \rho_v\left(\frac{dv}{dL}\right) \quad \text{Ec.3}$$

En el caso de fluidos compresibles, tales como vapores de hidrocarburos y vapor de agua, el cambio de densidad del fluido, causaría un cambio en la velocidad, v, mientras G se mantiene constante. El gradiente de velocidad así producido requiere una consideración apropiada del término de aceleración en el cálculo de la caída total de presión.

➤ **Pérdida de Carga Hidrostática**

Siempre que haya un cambio en la elevación o inclinación de la tubería con respecto al plano horizontal, los efectos gravitacionales producirán un cambio en la presión. Este cambio de presión se puede expresar por:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{ELEV} = \left(\frac{g}{gc}\right)\rho \text{ sen}\theta \quad \text{Ec.4}$$

Donde:

ρ = densidad del fluido.

θ = ángulo de inclinación al plano horizontal.

g = Aceleración de gravedad.

g_c = Constante numérica igual al valor de "g".

La expresión de arriba puede ser integrada para dar la contribución de la elevación en ΔP

$$\Delta P_{ELEV} = C_E \bar{\rho} L \text{ sen}\theta \quad \text{Ec.5}$$



Donde:

L = Longitud de la sección inclinada de la tubería.

ρ = Densidad del líquido constante o densidad promedio del vapor.

CE = Factor de conversión, de acuerdo a las unidades específicas.

➤ Pérdida por Fricción

El gradiente de presión friccional es una función del esfuerzo de corte en la pared de la tubería y del diámetro interno de tubería, D. Para una tubería circular.

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{FRICC} = -4\left(\frac{\zeta}{D}\right) = -4\left(\frac{f\rho v^2}{2gc}\right) \quad \text{Ec.6}$$

Donde:

f = Factor de fricción de tubería.)

$(v^2/2gc)$ = Altura de velocidad ó presión dinámica.

gc = Constante numérica igual al valor de “g”.

Para un fluido de “densidad constante”, la combinación integrada de las funciones de arriba deriva en la bien conocida ecuación de Fanning para la caída de presión friccional en tubería circular.

$$\Delta P_{FRICC} = C_F \left(\frac{f\rho Lv^2}{D}\right) \quad \text{Ec.7}$$

Donde:

ΔP_{Fric} = Caída de presión debida a fricción entre cualquiera dos puntos en una tubería o conducto.

f = Factor de fricción de Fanning, adimensional.

L = Longitud de tubería.

v = Velocidad promedio del fluido.

ρ = Densidad constante, para flujo de líquido isotérmico ó densidad promedio, para flujo de vapor.

D = Diámetro de tubería o conducto.

CF = Factor de conversión.

➤ **Factor de Fricción de Fanning**

Es un factor empírico en la ecuación de Fanning para caídas de presión en tuberías rectas. El factor de fricción de Fanning, f , refleja la resistencia ofrecida por las paredes de la tubería al movimiento del fluido. Su magnitud está muy relacionada con el grado de turbulencia presente en la tubería. Este factor es función del número de Reynolds y la rugosidad relativa a la pared ϵ/d .

2.2.4 Regímenes de flujo en tuberías horizontales o ligeramente inclinadas

En flujo bifásico (líquido/vapor), las interacciones entre la fase líquida y el vapor, por estar influenciadas por sus propiedades físicas y caudales de flujo y por el tamaño, rugosidad y orientación de la tubería, causan varios tipos de patrones de flujo. Estos patrones se llaman regímenes de flujo. En un determinado punto en una línea, solamente existe un tipo de flujo en cualquier tiempo dado. Sin embargo, como las condiciones de flujo cambian, el régimen de flujo puede cambiar de un tipo a otro. Se definen siete regímenes principales de flujo para describir el flujo en una tubería horizontal o ligeramente inclinada. Estos regímenes se describen abajo en orden creciente de velocidad del vapor. En los esquemas mostrados la dirección del flujo es de izquierda a derecha. (Jiménez, 1996)

➤ **Flujo Tipo Burbuja**

El líquido ocupa el volumen de la sección transversal y el flujo de vapor forma burbujas a lo largo del tope de la tubería. Las velocidades del vapor y el líquido son aproximadamente iguales. Si las burbujas tienden a dispersarse a través del líquido, esto se llama algunas veces flujo tipo espuma. En el flujo ascendente las burbujas retienen su identidad en un rango más amplio de condiciones. En el flujo descendente el comportamiento se desplaza en la dirección del flujo tipo pistón.

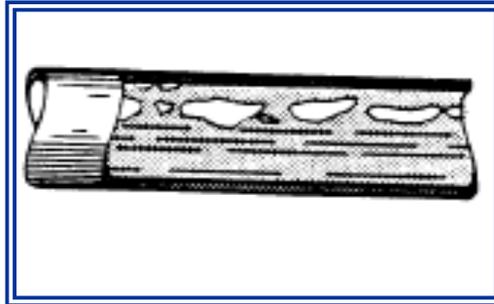


Figura Nº 2.1 Disposición de flujo tipo burbuja
(Fuente: Jiménez, 1996)

➤ Flujo Intermitente Tipo Pistón

Al aumentar el vapor, las burbujas se unen y se forman secciones alternadas de vapor y líquido a lo largo del tope de la tubería con una fase líquida continua remanente en el fondo. En una orientación ascendente, el comportamiento es desplazado en la dirección del flujo tipo burbuja; si el flujo es descendente se favorece el flujo estratificado.

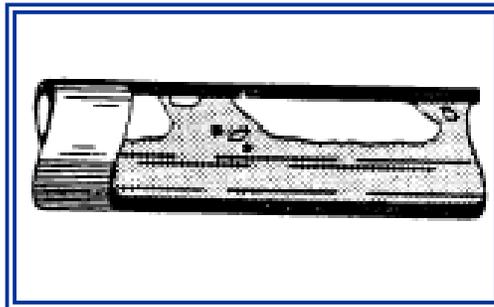


Figura Nº 2.2 Disposición de flujo tipo pistón
(Fuente: Jiménez, 1996)

Flujo Estratificado Suave

Como el flujo de vapor continúa incrementando, los tapones de vapor tienden a una fase continua. El vapor fluye a lo largo del tope de la tubería y el líquido fluye a lo largo del fondo. La interfase entre fases es relativamente suave y la fracción ocupada por cada fase permanece constante. En flujo ascendente, flujo tipo estratificado ocurre raramente favoreciendo el flujo ondulante. En flujo descendente, el flujo estratificado es

favorecido, siempre y cuando la inclinación no sea demasiado pronunciada.

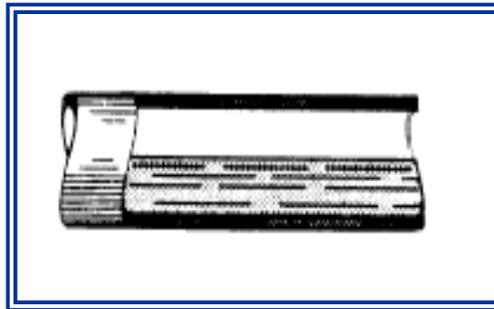


Figura N° 2.3 Disposición de flujo Estratificado suave

(Fuente: Jiménez, 1996)

➤ **Flujo Estratificado Ondulante**

Como el flujo de vapor aumenta aún más, el vapor se mueve apreciablemente más rápido que el líquido y la fricción resultante en la interfase forma olas de líquido. La amplitud de las olas se incrementa con el aumento del flujo de vapor. El flujo ondulante puede ocurrir hacia arriba, pero en un rango de condiciones más restringido que en una tubería horizontal. Hacia abajo, las olas son más moderadas para un determinado flujo de vapor y en la transición a flujo tipo tapón, si es que ocurre, tiene lugar a caudales más altos que en la tubería horizontal.

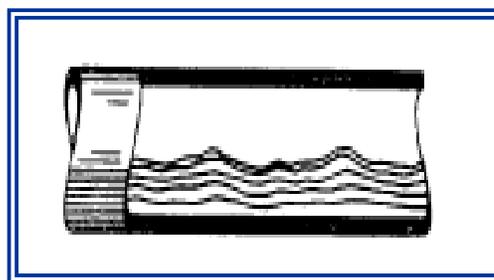


Figura N° 2.4 Disposición de flujo Estratificado ondulante

(Fuente: Jiménez, 1996)

➤ **Flujo Intermitente Tipo Tapón**

Cuando el flujo de vapor alcanza cierto valor crítico, las crestas de las olas de líquido tocan el tope de la tubería y forman tapones espumosos. La velocidad de estos

tapones es mayor que la velocidad promedio de líquido. En la estructura del tapón de vapor, el líquido es presionado de manera que el vapor ocupe la mayor parte del área de flujo en ese punto. En flujo ascendente, el flujo tipo tapón comienza a caudales de vapor más bajos que en las tuberías horizontales. En flujo descendente, se necesitan caudales de vapor más altos que en tuberías horizontales para establecer el flujo tipo tapón y el comportamiento se desplaza hacia el flujo anular. Ya que el flujo tipo tapón puede producir pulsaciones y vibraciones en codos, válvulas y otras restricciones de flujo, debe ser evitado en lo posible.

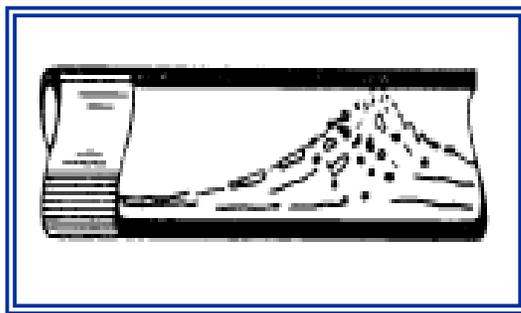


Figura N° 2.5 Disposición de flujo intermitente tipo tapón

(Fuente: Jiménez, 1996)

➤ Flujo Anular

El líquido fluye como una película anular de espesor variable a lo largo de la pared, mientras que el vapor fluye como un núcleo a alta velocidad en el centro. Hay gran cantidad de deslizamiento entre las fases. Parte del líquido es extraído fuera de la película por el vapor y llevado al centro como gotas arrastradas. La película anular en la pared es más espesa en el fondo que en el tope de la tubería y esta diferencia decrece al distanciarse de las condiciones de flujo de tipo tapón. Corriente abajo de los codos, la mayor parte del líquido se moverá hacia el lado de la pared externa. En flujo anular, los efectos de caída de presión y momento sobrepasan los de gravedad, por lo tanto la orientación de la tubería y la dirección del flujo tienen menos influencia que en los regímenes anteriores. El flujo anular es un régimen muy estable. Por esta razón y

debido a que la transferencia de masa vapor-líquido es favorecida, este régimen de flujo es ventajoso para algunas reacciones químicas.

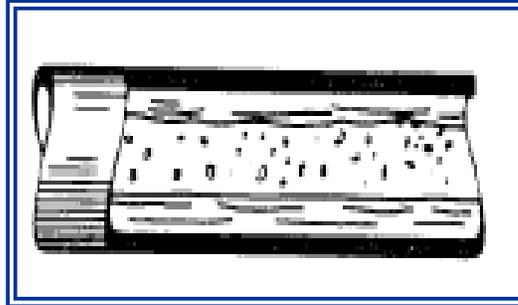


Figura Nº 2.6 Disposición de flujo anular

(Fuente: Jiménez, 1996)

➤ **Flujo Tipo Disperso (También conocido como flujo tipo rocío)**

Cuando la velocidad del vapor en flujo anular se hace lo suficientemente alta, toda la película de líquido se separa de la pared y es llevada por el vapor como gotas arrastradas. Este régimen de flujo es casi completamente independiente de la orientación de la tubería o de la dirección del flujo.

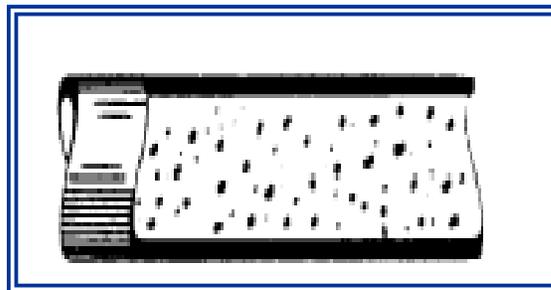


Figura Nº 2.7 Disposición de flujo disperso

(Fuente: Jiménez, 1996)

2.2.5 Flujo Crítico

A altas caídas de presión, el flujo puede transformarse en “crítico u obstruido”. Esto significa que en un sistema de tubería en el sitio donde la velocidad es la más alta, la velocidad de la mezcla de vapor-líquido alcanza un máximo análogo a la velocidad del sonido en un gas. Puede haber una excesiva caída de presión debida al golpe de las ondas justo detrás del punto donde se alcanza la velocidad crítica. (Jiménez, 1996)



2.2.6 Velocidad crítica de sedimentación

La velocidad crítica de sedimentación es la velocidad lineal más baja en la tubería en la cual no se acumularán sólidos en el fondo. A velocidades por debajo de las críticas, se acumularán sólidos en el fondo de la tubería hasta que la velocidad lineal de flujo en la porción abierta de la tubería es equivalente a su velocidad crítica de sedimentación correspondiente. La velocidad requerida para arrastrar partículas sedimentadas en una tubería es siempre mayor que la velocidad crítica de sedimentación para tuberías horizontales. La velocidad de arrastre puede ser dos o tres veces más alta que la velocidad crítica de sedimentación. (Ramírez, 1996)

2.2.7 Consideraciones básicas de diseño

➤ **Temperatura de operación**

Es la temperatura de fluido del proceso prevista para la operación normal. (Ramírez, 1995)

➤ **Temperatura de operación máxima (TOM)**

Es la temperatura más alta del fluido del proceso prevista para las desviaciones esperadas de la operación normal. Esto incluye arranque, despresurización, parada, operaciones alternadas, requerimientos de control, flexibilidad operacional y perturbaciones del proceso. La definición de esta temperatura debe ser considerada individualmente, evaluando las causas que la determinan y cualquiera que sea el caso determinante, se debe establecer en los documentos de diseño.

➤ **Temperatura de operación mínima**

Es la temperatura más baja del fluido del proceso prevista para las desviaciones esperadas de la operación normal. Esto incluye arranque, despresurización, parada, operaciones alternadas, requerimientos de control, flexibilidad operacional y perturbaciones del proceso. La condición causante de la mínima temperatura de operación debe ser establecida en los documentos de diseño.

➤ **Temperatura de diseño**

Es la temperatura del metal que representa las condiciones coincidentes más severas de presión y temperatura. La temperatura de diseño de equipos y sistemas protegidos por válvulas de alivio, debe ser al menos la máxima temperatura coincidente con la presión de ajuste de la válvula de alivio respectiva.

➤ **Presión de operación**

Es la presión a la cual los equipos o tuberías están normalmente expuestos durante la operación de los mismos.

➤ **Presión de operación máxima**

Es la máxima presión prevista en el sistema debida a desviaciones de la operación normal. Esto incluye arranques, paradas, operaciones alternadas, requerimientos de control, flexibilidad de operación y perturbaciones del proceso. La máxima presión de operación debe ser al menos 5% mayor que la presión de operación.

➤ **Presión de diseño**

Es la presión máxima, interna o externa, a ser utilizada para determinar el espesor mínimo de tuberías, recipientes u otros equipos. Para condiciones de vacío parcial o total, la presión externa es la máxima diferencia de presión entre la atmosférica y la presión interna existente en los equipos. De no ser especificado de otra forma, la presión de diseño es la que se especifica en el tope del recipiente.

➤ **Presión de trabajo máxima permisible (PTMP)**

Es la máxima presión manométrica permisible en el tope de un recipiente colocado en su posición de operación, a una temperatura establecida.



2.2.8 Separadores físicos

El término separador es aplicado a una gran variedad de equipos usados para separar mezclas de dos o más fases. Estas mezclas pueden estar formadas por: una fase vapor y una líquida; una fase vapor y una sólida; dos fases líquidas inmiscibles (aceite/agua); una fase vapor y dos líquidas o alguna otra combinación de las anteriores. (Tovar, 1995)

2.2.9 Principios de la separación

➤ **Momentum (Cantidad de Movimiento)**

Fluidos con diferentes densidades tienen diferentes momentum. Si una corriente de dos fases se cambia bruscamente de dirección, el fuerte momentum o la gran velocidad adquirida por las fases, no permiten que las partículas de la fase pesada se muevan tan rápidamente como las de la fase liviana, este fenómeno provoca la separación.

➤ **Fuerza de gravedad**

Las gotas de líquido se separan de la fase gaseosa, cuando la fuerza gravitacional que actúa sobre las gotas de líquido es mayor que la fuerza de arrastre del fluido de gas sobre la gota.

$$V_t = \sqrt{\frac{4gd\rho_l(\rho_l - \rho_g)}{3\rho_g C^{\wedge}}} \quad \text{Ec.8}$$

Donde:

V_t : Velocidad terminal de la gota del líquido.

D_p : Diámetro de la gota.

g : Aceleración de la gravedad.

ρ_g : Densidad del gas.

ρ_l : Densidad del líquido.

μ : Coeficiente de arrastre que depende del número de Reynolds.

Para el caso de decantación de una fase pesada líquida discontinua en una fase liviana líquida continua, aplica la ley de Stokes

$$V_t = \frac{F1gd_p^2(\rho_p - \rho_l)}{18\mu} \quad \text{Ec.9}$$

Donde:

V_t : Velocidad terminal de decantación.

D_p : Diámetro de la gota.

$F1$: Factor cuyo valor depende de las unidades usadas.

g : Aceleración de la gravedad.

ρ_p : Densidad de la fase pesada.

ρ_l : Densidad de la fase liviana.

μ : Viscosidad de la fase continua.

➤ **Coalescencia**

Las gotas muy pequeñas no pueden ser separadas por gravedad. Estas gotas se unen, por medio del fenómeno de coalescencia, para formar gotas mayores, las cuales se acercan lo suficientemente como para superar las tensiones superficiales individuales y poder de esta forma separarse por gravedad.

2.2.10 Separadores verticales

En estos equipos, la fase pesada decanta en dirección opuesta al flujo vertical de la fase liviana. Por consiguiente, si la velocidad de flujo de la fase liviana excede levemente la velocidad de decantación de la fase pesada, no se producirá la separación de fases, a menos que esta fase pesada coalesca en una gota más grande. (Tovar, 1995)

➤ **Separador con Internos tipo Vane**

El principio de operación de los separadores verticales de gas, con internos tipo "Vane", radica en la instalación de placas con divisiones de pestañas u ondulaciones,

que proporcionan un múltiple cambio de direcciones, en el momento del choque del gas con la placa. Este efecto causa semi-turbulencia y remolinos sobre las paredes de las venas. Las gotas de líquido que quedan adheridas a las placas y la fuerza de contacto de las gotas con la pared, proporcionan un movimiento de desplazamiento hacia la bandeja de recolección alojada en la parte inferior de las placas, y es a su vez drenado por gravedad hacia el fondo del recipiente, para que el líquido sea dirigido hacia la boquilla de drenaje del recipiente. La placa remueve todos los líquidos con gotas entre 8 /10 micrones y mayores y las gotas menores son removidas con químicos y dispositivos para coalescencia para que aumenten su tamaño, y puedan ser removidas por un extractor de neblina. La incorporación del dispositivo proporciona una caída de presión muy pequeña y representa un valor aproximado de 2 a 3 pulgadas de agua en gotas mayores de 8/10 μm .

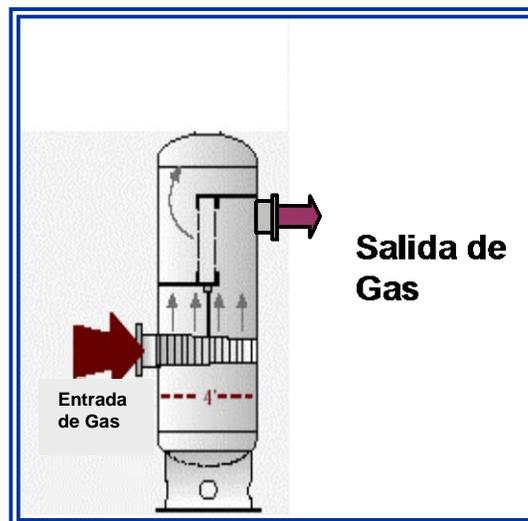


Figura N° 2.8 Separador con internos tipo Vane
(Fuente: PDVSA, 2006)

Las ventajas presentes en este diseño son:

- 99 a 100% de gotas removidas con dimensiones de 8-10 micrones y mayores.
- Baja caída de presión en rangos aproximados de 3-6 pulgadas de columna de agua.



- Fácil instalación y mantenimiento de la base de las placas, por la configuración regular que presenta y soportes removibles.

2.2.11 Niveles/Tiempos de Residencia

De acuerdo a lo normalmente empleado en la IPPCN para hablar de niveles en un recipiente líquido–vapor, tenemos la siguiente tabla: (Tovar, 2005)

TABLA 2.1
NIVELES DE UN SEPARADOR

Siglas en español	Descripción típica	Siglas en inglés
NAAL	Nivel alto-alto de líquido	HHLL
NAL	Nivel alto de líquido	HLL
NNL	Nivel normal de líquido	NLL
NBL	Nivel bajo de líquido	LLL
NBBL	Nivel bajo-bajo de líquido	LLLL

(Fuente: Tovar, 2005)

En un separador trifásico, existen dos interfases: la interfase gas líquido, y la interfase líquido liviano y líquido pesado. La presencia de estas dos interfases permite que los volúmenes de operación y de emergencia de las fases líquidas liviana y pesada se definan en forma independiente uno del otro: Al entregar los tiempos de residencia de la fase líquida liviana, se fijan NAAL y NBBL; cuando se entregan los tiempos de residencia de la fase líquida pesada, se fijan NAAI y NBBI. Por lo tanto, se fijan en forma independiente dichos volúmenes también. Para el caso de recipientes con bota o “sombbrero”, existe una sola interfase, la que corresponde a la interfase líquido liviano y líquido pesado, pero debido a que está localizada fuera del cuerpo cilíndrico principal, se usaría el volumen principal del recipiente para contener el volumen de operación y emergencia de la fase continua liviana en el caso de la bota (para el caso del “sombbrero”, sería la fase líquida pesada) y el volumen de la bota para contener el volumen de operación y emergencia de la fase continua pesada (para el caso del “sombbrero”, sería la fase líquida liviana).

➤ **Volumen de Operación**

Es el volumen de líquido existente entre NAL y NBL. Este volumen, también conocido como volumen retenido de líquido, y en inglés como “surge volumen” o “liquid holdup”, se fija de acuerdo a los requerimientos del proceso, para asegurar un control adecuado, continuidad de las operaciones durante perturbaciones operacionales, y para proveer suficiente volumen de líquido para una parada ordenada y segura cuando se suceden perturbaciones mayores de operación. (Tovar, 2005)

➤ **Volumen de emergencia**

Es el volumen adicional que corresponde al flujo total de líquidos que debe satisfacer el llamado “tiempo de respuesta ó de intervención del operador”, cuando se tengan interruptores y/o alarmas de NAAI o NBBI, se tendrán cinco minutos adicionales de tiempo de residencia de los líquidos por interruptor/alarma, lo que indica que, cuando se tiene NAAI y NBBI, se añaden 10 minutos de tiempo de residencia, a lo cual corresponde un volumen de líquidos de emergencia de 10 minutos del máximo flujo de líquido. (Ramírez, 1996)

➤ **Tiempo de residencia de operación**

Es el tiempo correspondiente en el cual el flujo de líquido puede llenar el volumen de operación de la fase liviana y pesada en el recipiente bajo estudio. La mayoría de las veces, cuando se quiere especificar el volumen de operación de las fases líquidas, lo que realmente se indica es cuanto tiempo se quiere que esté el líquido liviano, por un lado, y el líquido pesado, por el otro (los cuales pueden ser valores diferentes para cada fase), en el recipiente para operación. También es conocido en inglés como “liquid surge time”. (Ramírez, 1996)

➤ **Nivel Bajo–Bajo de Líquido (o Bajo, Cuando Aplique)**

La distancia mínima desde el nivel bajo–bajo de líquido, si se tiene un Interruptor y/o alarma de nivel bajo–bajo de líquido, (o nivel bajo, si no se tiene un interruptor y/o alarma de nivel bajo–bajo), hasta la boquilla de salida del líquido es 230 mm mínimo (9



pulg). Este criterio aplicará tanto para tambores verticales como horizontales. (Tovar, 2005)

➤ **Nivel alto alto de interfase (o nivel alto cuando aplique)**

La distancia mínima desde el nivel alto alto de interfase, hasta el tope del recipiente, en un tambor con las dos fases líquidas en el cuerpo cilíndrico, sin espacio vacío en el tope, es 230 mm mínimo (9 pulg). Cuando se tiene espacio vacío en el tope, se le suman 230 mm mínimo más (9 pulg más), correspondientes a la altura de dicho espacio vacío. (Ramírez, 1996)

2.2.12 Longitud efectiva de operación (Leff)

Es la longitud de tambor requerida para que se suceda la separación líquido-líquido, y se puedan tener los volúmenes requeridos de líquido, tanto de operación como de emergencia. Esta es la longitud que normalmente se obtiene por puros cálculos de proceso. (Ramírez, 1996)

2.2.13 Velocidades de flotación y decantación

El proceso de decantación (o de flotación, según sea el caso), de gotas líquidas dispersas en una fase líquida continua, puede describirse por tres mecanismos diferentes, de acuerdo al rango de número de Reynolds de gota en el cual este operando. (Ramírez, 1996)

Rango del N ^o de Reynolds	Ley del mecanismo de decantación
< 2	Stokes
> =2, < = 500	Intermedia
> 500	Newton

Sin embargo, para efectos de diseño, se ha impuesto un límite superior a la velocidad de decantación (flotación) que se pueda usar para diseñar un equipo que tenga alguna forma de decantación (flotación) líquido-líquido: dicha velocidad máxima es de 4.2 mm/s o 10 pulg / min (4.2 x 10⁻³ m/s o 1.39 x 10⁻² pie/s): esta restricción

tomaría en cuenta la compensación de variables no involucradas en el cálculo, como la velocidad de coalescencia y el grado de turbulencia, en el diseño de la sección de decantación del separador.

2.2.14 Bombas de desplazamiento positivo.

Estas bombas guían al fluido que se desplaza a lo largo de toda su trayectoria, el cual siempre está contenido entre el elemento impulsor, que puede ser un embolo, un diente de engranaje, un aspa, un tornillo, etc., y la carcasa o el cilindro. “El movimiento del desplazamiento positivo” consiste en el movimiento de un fluido causado por la disminución del volumen de una cámara. Por consiguiente, en una máquina de desplazamiento positivo, el elemento que origina el intercambio de energía no tiene necesariamente movimiento alternativo (émbolo), sino que puede tener movimiento rotatorio (rotor). Sin embargo, en las máquinas de desplazamiento positivo, tanto reciprocantes como rotatorias, siempre hay una cámara que aumenta de volumen (succión) y disminuye volumen (impulsión), por esto a éstas máquinas también se les denomina Volumétricas. (Ramírez, 1997)



Figura 2.9 Bomba de desplazamiento positivo

(Fuente: Gaybor, 2006)

➤ **Bombas reciprocantes**

Llamadas también alternativas, en estas máquinas, el elemento que proporciona la energía al fluido lo hace en forma lineal y alternativa. La característica de funcionamiento es sencilla.



➤ **Bombas rotatorias**

Llamadas también rotoestáticas, debido a que son máquinas de desplazamiento positivo, provistas de movimiento rotatorio, y son diferentes a las rotodinámicas. Estas bombas tienen muchas aplicaciones según el elemento impulsor. El fluido sale de la bomba en forma constante, puede manejar líquidos que contengan aire o vapor. Su principal aplicación es la de manejar líquidos altamente viscosos, lo que ninguna otra bomba puede realizar y hasta puede carecer de válvula de admisión de carga.

2.2.15 Compresor

Un compresor es una máquina que eleva la presión de un gas, un vapor o una mezcla de gases y vapores. La presión del fluido se eleva reduciendo el volumen específico del mismo durante su paso a través del compresor. Comparados con turbo soplantes y ventiladores centrífugos o de circulación axial, en cuanto a la presión de salida, los compresores se clasifican generalmente como máquinas de alta presión, mientras que los ventiladores y soplantes se consideran de baja presión. Los compresores se emplean para aumentar la presión de una gran variedad de gases y vapores para un gran número de aplicaciones.

Los turbocompresores tienen la particularidad de aprovechar la fuerza con la que salen los gases de escape para impulsar una turbina colocada en la salida del múltiple de escape. Dicha turbina se une mediante un eje a un compresor. El compresor está colocado en la entrada del múltiple de admisión y con el movimiento giratorio que le transmite la turbina a través del eje común, eleva la presión del aire que entra a través del filtro y consigue que mejore la alimentación del motor. El turbo impulsado por los gases de escape alcanza velocidades por encima de las 100.000 rpm, por lo tanto, hay que tener muy en cuenta el sistema de engrase de los cojinetes donde apoya el eje común de las aletas de la turbina y el compresor. También hay que saber que las temperaturas a las que se va a estar sometido el turbo en su contacto con los gases de escape van a ser muy elevadas (alrededor de 750 °C).

➤ **Constitución del turbocompresor**

El turbocompresor está compuesto de tres secciones: la carcasa central, la turbina y el compresor. La carcasa central contiene dos cojinetes planos, juntas de tipo segmento y un manguito de separación. Posee también conductos para el suministro y vaciado del aceite que entra y sale de la carcasa. La rueda de la turbina gira dentro de su carcasa y es solidaria con el eje central, que gira apoyado en unos cojinetes lisos, acoplados en el interior de la carcasa central. La rueda del compresor, que se monta en el otro extremo del eje, forma con la de la turbina un conjunto de rotación simultánea. Un turbocompresor puede girar a velocidades de 120.000 RPM. En algunas unidades de alto rendimiento.

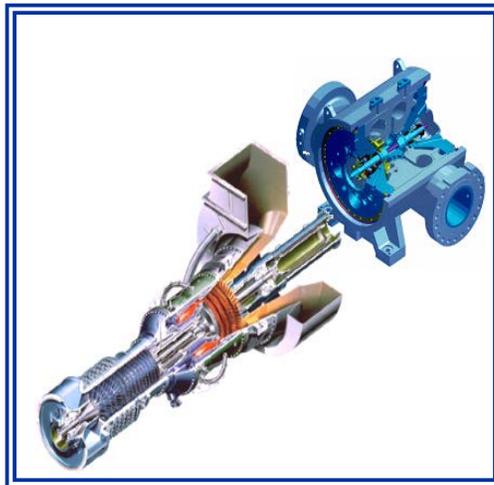


Figura 2.10 Turbocompresor

(Fuente: Turbinas Solar, 2005)

2.2.16 Etapas del proceso de compresión

El término “etapa de compresión del proceso” describe el paso de compresión entre dos niveles de presión adyacentes en un sistema de proceso. La “etapa de compresión del proceso” puede ser ejecutada por una o más “etapas del compresor”, o describe un montaje de elementos de trayectoria de flujo, diseñados para realizar toda o una parte de la etapa de compresión del proceso.

Ejemplos de “Etapas de compresión del proceso” son:

1. Los compresores centrífugos de aire son frecuentemente enfriados entre las etapas del compresor a fin de minimizar el consumo de potencia. Esta práctica común se debe principalmente a que el costo de potencia representa una gran porción del costo de operación de muchos procesos que utilizan aire comprimido.
2. Los servicios de compresores recíprocos con una alta relación deben dividirse en etapas de compresión múltiple a fin de mantener las temperaturas de descarga del cilindro dentro de los límites impuestos por las consideraciones de lubricación.

➤ **Razones para Diseñar el Proceso de Compresión por Etapas**

Los servicios de compresión de alta relación de presión comúnmente se separan en etapas de compresión múltiples y casi siempre incluye enfriadores entre etapas a fin de remover el calor generado en la compresión. La compresión se lleva a cabo por etapas, por las siguientes razones:

1. Para limitar la temperatura de descarga de cada etapa a niveles que sean seguros desde el punto de vista de limitaciones mecánicas o tendencia de ensuciamiento del gas.
2. Para tener disponibles corrientes laterales, en la secuencia de compresión a niveles de presión intermedia, tales como en los sistemas de los procesos de refrigeración.
3. Para aumentar la eficiencia total de compresión (a fin de obtener una reducción en potencia) manteniendo la compresión tan isotérmica como sea posible, optimizando la inversión adicional en enfriadores interetapas y los costos de operación del agua de enfriamiento contra el ahorro de potencia. Esto es un factor significativo en compresores de aire en plantas y en compresores de aire para procesos de gran capacidad.
4. Para enfriar las entradas a las etapas y de ésta manera reducir los requerimientos de cabezal de compresión total, suficientemente a fin de reducir el número de etapas de compresión requeridas. Esto da como resultado compresores más compactos y de costos de construcción más bajos.
5. Para fijar el aumento de presión por etapa a las limitaciones de presión diferencial del tipo de maquinaria.

2.2.17 Válvula selectora multipuerto:

Es un sistema mecánico - electrónico (Mecatrónico) de selección de pozo para prueba, o para calibración de un Sistema de inyección (diluyente, agua o gas). (Equipetrol, 2006)



Figura 2.11 Válvula selectora multipuerto

(Fuente: Equipetrol, 2006)

➤ **Caída de Presión en VSM**

La caída de presión en la VSM se calcula con las correlaciones: Dukler, Eaton y Flanigan.

El criterio establecido es el siguiente: La caída de presión en la VSM es menor que el 5% de la presión de operación.

Variables requeridas:

Presión de operación.

Temperatura de operación.

Densidad del gas y crudo.

Rata de flujo gas y crudo (bpd / mfcpd).

Viscosidad de crudo y gas.

2.2.18 Tanques de almacenamiento

Depósito diseñado para almacenar o procesar fluidos, generalmente a presión atmosférica o presión internas relativamente bajas.

➤ Tipos de tanques de almacenamiento.

Los tanques de almacenamiento se usan como depósitos para contener una reserva suficiente de algún producto para su uso posterior y/o comercialización. Los tanques de almacenamiento, se clasifican en:

1.- Cilíndricos Horizontales.

2.- Cilíndricos Verticales de Fondo Plano.

- Los Tanques Cilíndricos Horizontales: generalmente son de volúmenes relativamente bajos, debido a que presentan problemas por fallas de corte y flexión. Por lo general, se usan para almacenar volúmenes pequeños.
- Los Tanques Cilíndricos Verticales de Fondo Plano: permiten almacenar grandes cantidades volumétricas con un costo bajo. Con la limitante que solo se pueden usar a presión atmosférica o presiones internas relativamente pequeñas.

Estos tipos de tanques se clasifican en:

- De techo fijo.
- De techo flotante.
- De tipo Cúpula.

➤ Códigos aplicables para el diseño de tanques

En los Estados Unidos de Norteamérica y en muchos otros países del mundo, incluyendo el nuestro, el diseño y cálculo de tanques de almacenamiento, se basa en la publicación que realiza el "Instituto Americano del Petróleo", al que esta institución designa como "STANDAR A.P.I. 650", para tanques de almacenamiento a presión atmosférica y "STANDAR A.P.I. 620", para tanques de almacenamiento sometidos a presiones internas cercanas a 1.2 kg/cm^2 (14.2 lb/pu^2). El estándar A.P.I. 650 sólo cubre aquellos tanques en los cuales se almacenan fluidos líquidos y están contruidos de acero con el fondo uniformemente soportado por una cama de arena, grava,

concreto, asfalto, etc, diseñados para soportar una presión de operación atmosférica o presiones internas que no excedan el peso del techo por unidad de área y una temperatura de operación no mayor de 93 °C (200 °F), y que no se usen para servicios de refrigeración. Este estándar cubre el diseño y cálculo de los elementos constitutivos del tanque. En lista de los materiales de fabricación, se sugieren secuencias en la erección del tanque, recomendación de procedimientos de soldaduras, pruebas e inspecciones, así como lineamientos para su operación.

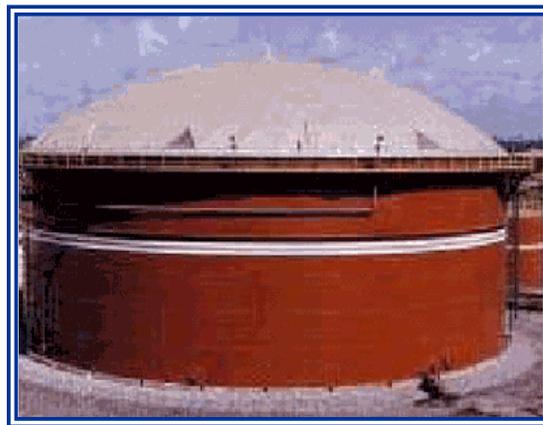


Figura 2.12 Tanque de almacenamiento de techo flotante

(Fuente: Azcona, 2006)

2.2.19 Ecuación Soave Redlich Kwong

Uno de los más importantes logros en el desarrollo de las ecuaciones de estado fue publicado por Soave (1972) de una modificación en la evaluación del parámetro a en el término $(a/T^{0.5})$ por un término independiente de la temperatura denominado $(a\alpha)$. (Moncada, 2006).

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a\alpha}{V(V+b)} \quad \text{Ec.10}$$

Donde α es un factor adimensional que es igual a uno cuando $T=T_c$. A temperaturas diferentes de la crítica, el parámetro α se define por la siguiente expresión:



$$\alpha = (1 + m(1 - T_r^{0.5}))^2 \quad \text{Ec.11}$$

El parámetro m es una correlación del factor acéntrico:

$$m = 0,480 + 1,574\omega - 0,176\omega^2 \quad \text{Ec.12}$$

Donde:

T_r = Temperatura reducida T/T_c .

ω = Factor acéntrico de la sustancia.

Para algunos componentes puros las constantes a y b en la ecuación 10 vienen dados por:

$$a = \Omega a \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad \text{Ec.13}$$

$$b = \Omega b \frac{R T_c}{P_c} \quad \text{Ec.14}$$

Donde Ωa y Ωb son los parámetros adimensionales de los componentes puros de Soave –Redlich- Kwong (SRK) y tienen los siguientes valores:

$$\Omega a = 0,42747$$

$$\Omega b = 0,08664$$

Expresando la ecuación 10 en función de Z, tenemos:

$$Z^3 - Z^2 + (A - B - B^2)Z - AB = 0 \quad \text{Ec.15}$$

Con:

$$A = \frac{(a\alpha)P}{(RT)^2} \quad \text{Ec.16}$$

$$B = \frac{bP}{RT} \quad \text{Ec.17}$$

Donde:

P = Presión del sistema, lpcá.

T = Temperatura del sistema, °R.

R = 10,732 lpcá Pie³/ lbmol °R.



CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PRODUCTIVO DE PDVSA

En el siguiente capítulo se presenta de forma explícita las etapas del proceso general de producción de gas y crudo además de todas las operaciones relacionadas con el tema, empleadas en la principal industria nacional PDVSA. Asimismo se presenta de forma detallada el proceso que ocurre en cada una de las estaciones de estudio dentro de los límites de batería de esta investigación.

3.1 Descripción del proceso de producción de gas y crudo

3.1.1 Extracción de hidrocarburos

➤ ***Flujo en yacimiento***

Esta fase se refiere a la difícil y complicada trayectoria que sigue el petróleo dentro del yacimiento (a miles de metros de profundidad) a través de los microcanales de roca porosa y permeable hasta llegar al fondo del pozo. Este recorrido lo hace el petróleo gracias a la presión o energía natural que existe en el yacimiento. Debido a la gran presión de fondo la mayoría de los pozos son del tipo surgente, es decir, el empuje es natural debido al gas disuelto que se libera como consecuencia del gradiente de presión existente entre el yacimiento y la superficie.

➤ ***Producción en el pozo.***

Una vez que el petróleo llega al fondo del pozo, continúa su recorrido por la tubería vertical de producción (tubing) hasta alcanzar la superficie, dicho recorrido es posible por el impulso de la presión del yacimiento. A medida que el petróleo asciende (bien sea por medios naturales o por métodos de levantamiento artificial) la presión disminuye y ocurre la liberación del gas originalmente disuelto en el crudo. Este recorrido depende la profundidad del pozo, la cual esta relacionado con la ubicación de la arena productora a la que se encuentre acoplado. Cuando la presión no es suficiente para que el hidrocarburo fluya se utilizan métodos de levantamiento artificial.



3.1.2 Recolección de crudo.

Después que el petróleo de cada uno de los pozos del yacimiento ha alcanzado la superficie, se recolecta mediante un sistema de líneas de flujo que van desde el cabezal de los pozos hasta las estaciones de flujo. Como se puede observar en la figura 3.1, el cabezal del pozo esta conformado por una serie de válvulas de control, medidores de presión y reguladores colocados en el cabezal del pozo para controlar el flujo de fluidos, usualmente proveniente de la tubería de producción (tubing).



Figura 3.1 Cabezal de pozo

3.1.3 Separación del gas.

En las estaciones de flujo el petróleo y el gas producidos por los pozos entran a los a los múltiples de recolección y van a los separadores donde se completa la separación del gas que aún quedaba mezclado con el petróleo. Al salir por los separadores, el petróleo y el gas siguen rutas diferentes para cumplir con los distintos usos y aplicaciones establecidas. En estas estaciones se realiza la prueba de pozo correspondiente. En la figura 3.2 se aprecian los equipos representativos de una estación de flujo.



Figura 3.2 Estación de flujo

3.1.4 Almacenamiento de crudo

Los diferentes tipos de petróleo que llegan a las estaciones de flujo son bombeados a través de las tuberías hasta los patios de tanques, donde finalmente se recolecta y almacena toda la producción de petróleo de un área determinada, para ser tratada, eliminando el agua y la sal, colocándolo bajo especificaciones comerciales, ver figura 3.3.



Figura 3.3 Tanques de almacenamiento



3.1.5 Transporte de oleoductos

El crudo limpio (sin agua y desalado) almacenado en los patios de tanques es enviado a través de los oleoductos a las refinerías del país y a los terminales de embarque para su exportación a los mercados de ultramar. En la figura 3.4 se observa un área de trampas de herramientas de limpieza y oleoductos de transferencia a campo traviesa; es decir; fuera de las estaciones.



Figura 3.4 Gasoductos a campo traviesa

3.1.6 Compresión del gas

Una vez realizada la separación, los gases con niveles de presión bajas son enviados a la planta compresora para que el gas cumpla con la presión requerida en la red de transmisión y así poder ser enviados a la siguiente etapa del proceso. En el caso del Distrito Gas Anaco, se requiere llevar los niveles de baja hasta una presión nominal de 1200 psig para ser tratados en la planta de extracción de líquidos, perteneciente al Criogénico de Oriente San Joaquín. En la figura 3.5 se observa una planta de extracción a la cual llega el gas una vez comprimido con el propósito de extraer los LGN (líquidos de gas natural) asociados al mismo.



Figura 3.5 Planta de Extracción

3.1.7 Acondicionamiento del gas

- Endulzamiento del gas natural: En esta etapa se remueven los componentes ácidos del gas natural, tales como sulfuro de hidrogeno (H_2S) y el dióxido de carbono (CO_2), lo cual es necesario debido a que estos componentes causan problemas de corrosión en los equipos y tuberías.
- Deshidratación del gas natural: La presencia de vapor de agua en el gas natural puede originar problemas en las líneas de transmisión debido a la formación de hidratos generados y compuestos de bajo peso molecular presentes en el gas. La deshidratación se realiza bajos los procesos de absorción, adsorción, expansión e inyección.
- Segregación de corrientes: El gas proveniente de los pozos de presiones bajas poseen mayor riqueza; es decir; mayor contenido de líquidos condensables (LGN). Las diferentes corrientes del gas natural se seleccionan de acuerdo a su riqueza y se direccionan hacia las plantas de extracción o al sistema de transmisión.

3.1.8 Embarque a exportación

El petróleo que llega a los terminales de embarque es cargado a la flota tanquera (ver figura 3.6), para su envío a los distintos mercados del mundo.



Figura 3.6 Tanquero de Exportación

(Fuente: www.pdvsa.com, 2006)

A continuación se describe el proceso típico que se lleva a cabo actualmente en las estaciones de flujo y descargas de los campos Soto-Mapiri-La Ceibita, dentro de los límites de estudio de esta investigación:

➤ Descripción de las estaciones de flujo

La estación típica a ser descrita es la SEF-10 pertenece al campo Soto-Mapiri. El flujo multifásico proveniente de los pozos, llega al múltiple de recolección de 60 psig. La corriente multifásica proveniente del cabezal de producción de 60 psig, entra al separador de producción. El gas sale por el tope del separador a través de una línea, posteriormente, esta línea se conecta al cabezal de recolección de gas de 60 psig el cual recolecta el gas del separador existente en esta estación y lo envía a Planta Compresora Soto. El Líquido (Crudo + Agua) producto de la separación, sale por control de nivel a través de una línea para tanque de almacenamiento y posteriormente es bombeado hasta conectarse al cabezal de líquido, el cual envía los líquidos a la estación SED-7 para su tratamiento químico y térmico.



La corriente de pozo de 60 psig a ser probada sale del múltiple de prueba y entra al separador de Prueba. El gas sale por el tope del separador a través de una tubería la cual cuenta con un porta placas que permite cuantificar el contenido de gas asociado y es enviado a un cabezal recolector de que lo destinará a Planta Compresora Soto, mientras que el líquido es desalojado por control de nivel por una tubería, que se conecta al cabezal recolector, para ser enviado a la estación SED-7 para su tratamiento químico y térmico.

Este proceso típico se lleva a cabo en la estación SED-5, la cual fluye también hasta la estación SED-7, con la diferencia de que en la misma la producción es proveniente de los pozos del nivel de 250 psig; pero están siendo llevados al nivel de 60 psig, debido a la problemática que actualmente presenta el motor de compresión K1. Esto ocasiona que no exista capacidad en la planta compresora para el nivel de 250 psig. Las trazas de agua separadas en la estación de descarga (SED-7) son devueltas hasta esta estación de flujo ya que aquí, una vez ocurrida la separación al agua se le realiza tratamiento químico (antiincrustante y anticorrosivo), y de allí va a tanques de almacenamiento de agua para posteriormente ser bombeados al pozo inyector SCJ-250, a una presión de 400 psi. Esta estación también recibe el agua proveniente de la LCV, para tener como destino inyección a pozo.

Las estaciones SVEF y SEF-15, pertenecientes a esta campo también operan como estación de flujo pero descargan a una estación denominada estación Mapiri Principal para su tratamiento químico y térmico. La estación SEF-15 se encuentra productiva en la actualidad en el nivel de 250 psig, donde el Líquido (Crudo + Agua) proveniente del separador de 250 psig una vez ocurrida la separación, sale por control de nivel a través de una línea y se envía en cascada al separador de 60 psig, a fin de bajar la presión hasta este nivel y así contabilizar la producción de hidrocarburos. Posteriormente este líquido también va a los tanque de almacenamiento.

En el campo La Ceibita las estaciones de flujo asociadas son: estación L-63, G-52, YA-109 las cuales tienen como destino final la estación LCV- PPAL, como estación de descarga. La estación G-52 únicamente se encuentra operativa en el nivel de 60 psig donde los líquidos una vez almacenados en el tanque desde aquí son

transportados a la estación Ceibita Principal mediante camión “Vaccum”. La estación YA-109, presenta la particularidad de no poseer sistema de prueba para pozos, por lo que las pruebas son realizadas en la estación principal la Ceibita, alineando los pozos al tren de prueba de la Estación Principal La Ceibita.

➤ Descripción de las estaciones de descarga

Esta estación cuenta con dos niveles de presión, 60 y 250 psig, sin embargo, actualmente solo se encuentra operativo el nivel de 60 psig, y en la actualidad no se está realizando prueba de gas.

El flujo multifásico proveniente de los pozos llega al múltiple de recolección. La corriente multifásica proveniente del múltiple de producción, entra al separador de producción. El gas sale por el tope del separador a través de una línea que cuenta con un porta placas que permite cuantificar el contenido de gas asociado, para posteriormente ser enviado a Planta Compresora Soto a través de un cabezal de recolección. El Líquido (Crudo+Agua) producto de la separación sale por control de nivel a través de una línea de la cual se conecta al cabezal recolector de líquido de junto a los líquidos provenientes de las estaciones SEF-10 y SED-5, posteriormente estos líquidos son enviados a los tratadores térmicos para su tratamiento químico y térmico.

El crudo deshidratado y el agua son enviados, a los tanques de crudo y a los tanques de agua finalmente el crudo es enviado a PTA. Se denota que en esta estación se centralizan los líquidos de todo el campo Soto.

La corriente de pozo a ser probada entra al separador de prueba el gas sale por el tope del separador y es enviado a la Planta Compresora Soto por el cabezal recolector, mientras que el líquido es desalojado por control de nivel a través de una línea y van al cabezal recolector para ser tratados.

La estación Mapiri Principal es otra estación de descarga del campo Soto-Mapiri, la diferencia representativa con la estación anterior es que únicamente se encuentra operativa en el nivel de 250 psig, donde la producción proveniente del pozo llega directamente al separador de producción, sin pasar por un múltiple de producción conectándose directamente a través de un cabezal de producción del tren de



separadores, donde ocurre la separación y la cascada correspondiente. En lo que se refiere a la prueba realizada a pozo la misma se lleva a cabo con un equipo portátil a boca de pozo. En esta estación no existe tratamiento químico del agua previo al tratamiento térmico.

La única estación de descarga en el campo La Ceibita es la estación LCV-PPAL. En esta estación el agua es enviada a los tanques de agua y finalmente a la planta de inyección de agua salada para disposición final o a fosa.

CAPÍTULO IV. MARCO METODOLÓGICO

El presente capítulo contiene la descripción del tipo de investigación por profundidad y el diseño empleado, además se especifica la metodología empleada en el desarrollo de la investigación para el logro de los objetivos propuestos.

Según los objetivos planteados, la investigación se puede clasificar en cuanto a su nivel de profundidad en descriptiva, ya que trata de obtener información acerca de las mejores opciones para manejar en conjunto la producción de gas-crudo-agua por medio de estaciones de recolección y/o estaciones de flujo hasta un centro operativo y esta dirigido a dar una visión de cómo desarrollarlos y cuales son sus características. Por otra parte solo se medirán las variables definidas.

Este trabajo de investigación es del tipo “proyecto factible”, debido a que el mismo consiste en la elaboración de una propuesta que de solución posible a un problema de tipo práctico.

En cuanto al diseño de la investigación, ésta se puede clasificar como investigación de campo, debido a que su diseño plantea la recolección de datos directamente del sitio donde ocurren los hechos, con la aplicación de determinados instrumentos de recaudación de información, sin manipular o controlar variables. (Gamboa y García, 2005).

4.1 Diagnostico del estado general de las estaciones de flujo y estaciones de descarga existentes.

4.1.1 Comprensión de cada una de las etapas del proceso de producción de los campos: Mediante recolección de información bibliográfica relacionada con el tema, conferencias, revisión de proyectos similares se obtiene la base del conocimiento. La información manejada en el cumplimiento de esta etapa proviene únicamente de fuente de la industria petrolera; pero presentan diversidad en cuanto a las áreas de la corporación que los suministraron por lo que fue necesario realizar un trabajo exhaustivo, mediante entrevistas con personal de las áreas: manejo de gas, producción, nuevas oportunidades de gas para obtener así antecedentes existentes al proceso actual de producción en los

campos de estudio, que facilitaron la comprensión de las etapas de producción además de los cuellos de botella y los puntos neurálgicos existentes en el Distrito actualmente.

4.1.2. *Levantamiento de información de las condiciones de operación y/o diseño de los equipos principales de las estaciones de los campos:* Mediante visitas diarias a las estaciones del campo Soto- Mapiri: SED-7, SEF-10, SEF-15, SVEF, MAPIRI PRINCIPAL, SED-5 y las estaciones del campo La Ceibita: LCV-PPAL, YA-109-, L-63, G-52; se contabilizan los equipos principales existente, tales como tanques, separadores, tratadores térmicos, además se constata si hay adecuación de algunas estaciones que más adelante sean de utilidad como son válvulas multipuertos y equipos nuevos; asimismo se tomaron los datos referentes a las condiciones de diseño (datos de placa) de los mismos, también se midió en sitio presión de operación de los separadores, a través del registró en los manómetros conectados a ellos, además mediante la inspección visual se diagnostico el estado actual en que se encuentran los equipos incluyendo también las condiciones físicas referidas a la ambientación en que se encuentran las áreas visitadas.

4.1.3 *Recopilación de información referente a tuberías principales.* A través del departamento de ingeniería de producción se obtiene las características de las tuberías principales dentro de los límites de las estaciones, posteriormente en sitio se valida visualmente la información referente a diámetros de cabezal de múltiples de recolección, líneas de succión y descarga de los separadores, el cabezal de descarga de gas, liquido y alivio, cascadas entre los separadores de 250 psig y 60 psig, todo esto en coordinación con operadores de los campos.

4.2 Propuestas de las opciones para el manejo conjunto de la producción de los campos Soto-Mapiri-La Ceibita hasta el centro operativo, centralizando los procesos.

4.2.1 Convocatoria del personal correspondiente para la generación de ideas: Una vez comprendido en su totalidad el proceso de producción y el alcance del Proyecto Gas Anaco, se hizo necesario la reunión con el personal de la empresa que tuviese experiencia en el desarrollo de ingeniería de la fase I del PGA. Es la primera vez en el desarrollo del proyecto que se plantea unir la volumetría de dos campos, debido a que en la etapa de ingeniería de visualización, se planteó como la forma más viable para la producción de los mismos. Se hizo necesario ubicar un sitio para la implantación del centro operativo (CO) que fuese equidistante de los dos campos y que presentara facilidades de viabilidad, terreno, disponibilidad de los propietarios, entre otras. En la primera reunión realizada se propone un sitio aledaño a la estación de válvula de Soto específicamente Hato La Pascualita, este sitio es definido por PDVSA, debido a la amplia complejidad para realizar en este trabajo de grado una evaluación de sitio.

4.2.2 Visitas al sitio propuesto para la implantación del centro operativo: Esta visita se realizó a fin de verificar si el área seleccionada cumplía con los requerimientos del PGA para la instalación del CO entre los criterios que se verificaron para la selección estuvieron: área, topografía, vegetación, obstáculos y viabilidad. La visita se realizó con un grupo multidisciplinario destacado en el área de ingeniería y consistió en un recorrido por el sitio en evaluación para la realización de una inspección visual.

4.2.3 Definición de opciones para el manejo de la producción hasta el CO: Una vez determinada el sitio de implantación y conociendo sus referencias geográficas se procedió a plantear las mejores opciones para centralizar los procesos de producción y se establecen sistemas de recolección técnicamente viables que contemplen estaciones de recolección y flujo alineadas con el PGA.

- 4.2.4 Realización de una nueva mesa de trabajo para el *análisis de cada una de las propuestas realizadas*: Las propuestas fueron presentadas al personal multidisciplinario y discutidas mediante un análisis comparativo de sus ventajas y desventajas basadas en factores de flexibilidad operacional, disponibilidad de servicios, corredores existentes. Finalmente fueron aprobadas las mismas.
- 4.2.5 *Definición del ruteo de tuberías para cada opción, considerando corredores existentes*. En el marco del desarrollo de las opciones se hizo uso del plano general del Distrito Anaco, se generó un corte específicamente en el Área Mayor de Oficina (AMO), con lo cual se visualizaron los corredores de tuberías existentes las zonas aledañas a las estaciones y al centro operativo, también se empleo como referencia las visitas realizadas a los campos para visualizar el mejor ruteo de tubería, considerando las sugerencias planteadas en las reuniones. Posteriormente se diseñó el tendido de líneas que implicara menor impacto al ambiente y a la corporación.
- 4.2.6. *Realización del esquemático de cada una de las opciones planteadas*: Con los datos referentes al nuevo proceso a establecer se prepararon los esquemáticos, en los cuales se muestran los equipos y líneas principales de los campos y se visualizan y comprenden de manera más simple los arreglos propuestos, esto se realizó bajo el formato de autocad.
- 4.3 Simulación de las líneas de recolección de las opciones planteadas y dimensionamiento de las mismas.**
- 4.3.1 *Revisión del simulador de procesos pro II y sus respectivos manuales.*
- 4.3.2 *Creación del esquemático en el programa de simulación para la obtención de la saturación respectiva del gas*: En revisión previa se constató que en el análisis cromatográfico realizado por el laboratorio Corelab en el año 2004 para el campo La Ceibita, las composiciones dadas no reportan el contenido de agua, Se requiere la saturación del mismo para lo cual se realizó la simulación respectiva.

Se definió como modelo termodinámica a utilizar Soave Redlich Kwong (ver capítulo II). Se introdujo al simulador una corriente con el contenido de gas y una de agua a un mezclador y la corriente de salida entraba en un separador. Se define un pseudo componente a partir del C7+ y los más pesados reportados en las caracterizaciones. Las condiciones definidas para realizar la simulación fueron: presión y temperatura a la cual se realizó la separación igual para las dos alimentaciones, en tanto que el flujo corresponde al establecido en el PDO 2005-2024, para cada fluido. Se emplea un controlador de manera tal que el resultado final sea emitido cuando en la salida del fondo del separador aparezca la primera gota de agua, lo cual se traduce en el menor flujo de agua. Se planteó como consideración utilizar las composiciones de la estación YA-109 para el nivel de 250 psig en la estación G-52 debido a que en el análisis utilizado no se tenían caracterizaciones para este nivel. Esta operación se realiza para las cuatro estaciones pertenecientes a la Ceibita tanto para el nivel de 60 psig como para el nivel de 250 psig. Los resultados aquí obtenidos son los datos de entrada en las fuentes para el diseño de las líneas de recolección.

4.3.3 *Revisión del simulador de procesos Pipephase y sus respectivos manuales.*

4.3.4 *Creación del esquemático en el programa de simulación para la obtención de las composiciones del campo Soto-Mapiri:* Para el campo Soto-Mapiri, no se tenían caracterizaciones de las corrientes, razón por la cual se recopiló información del Proyecto Acondicionamiento del Gas y Líquidos Asociados Fase II (AGLAI) que realizó las caracterizaciones en el 90% de los pozos del Campo, estas caracterizaciones las llevó a cabo la empresa Schlumberger Venezuela. En la tabla 4.1 se puede observar los pozos caracterizados por cada nivel de presión y por cada estación y estos son los pozos con los cuales se realizara las simulaciones correspondientes.

TABLA 4.1
POZOS DEL CAMPO SOTO-MAPIRI CARACTERIZADOS POR AGLAII

<i>Estación</i>	<i>Nivel</i>	<i>Pozo</i>
SV	60	SG-09
	250	KM-03
		SZ-14
SEF-15	60	SG-01
		SG-03
		SG-07
		SG-11
		SG-25
		SG-57
		SG-14
		SG-59
SEF-10	60	SM-611
		SM-627
SED-7	60	SM-416
SED-5	60	SM-208
		SM-201

(Fuente: Schlumberger, 2006)

Se hizo necesario recopilar información del potencial de producción del campo el cual es suministrado por la Gerencia Operaciones de Producción y esta reportado por pozo en cada estación (ver tabla 4.2), además se necesito la longitud de los tramos de tuberías desde los pozos caracterizados hasta las estaciones y el diámetro de las mismas. En la tabla de abajo se resumen las bases requeridas para la simulación.



TABLA 4.2
DATOS PARA LA SIMULACIÓN DE LA MEZCLA DE LOS POZOS

<i>Estación</i>	<i>Nivel</i>	<i>Pozo</i>	<i>Gas (MMPCSGD)</i>	<i>Crudo (BPD)</i>	<i>Agua (BPD)</i>	<i>Longitud (km)</i>
SVEF	60	SG-09	3,999	3	28	3,9
	250	KM-03	2,170	23	1	7,3
		SZ-14	2,488	17	43	4,7
SEF-15	60	SG-01	0,8855	10	1	2,1
		SG-03	0,677	12	5	0,3
		SG-07	4,001	1	1	2,7
		SG-11	0,457	24	0	2,8
		SG-25	0,185	23	19	3,7
		SG-57	0,326	11	0	1,8
		SG-14	1,917	16	14	3,2
		SG-59	3,691	9	17	2
SEF-10	60	SM-611	0,874	6	5	2,8
		SM-627	0,429	15	139	2,6
SED-7	60	SM-416	0,829	16	2	2,5
SED-5	60	SM-208	1,199	483	77	5,2
		SM-201	0,984	19	112	0,2

Con todos los datos obtenidos, se procedió a realizar la simulación correspondiente se utilizó el modelo termodinámico SRK y para la caída de presión la correlación BBM por ser la recomendada por manual keyword de Pipephase, luego se realizó el arreglo de las líneas en el ambiente de simulación y fijo la presión a la entrada del múltiple la cual corresponde a la presión de separación registrada en campo (descarga), obtenida durante el desarrollo del primer objetivo y en la entrada la cual corresponde a la boca del pozo (fuente), se fijó la temperatura de separación de la muestra reportada en el análisis y la rata de flujo de cada pozo contenida en el potencial de producción Se estableció una eficiencia de flujo de 90 % debido al tiempo de uso de las tuberías. Se consideró utilizar las composiciones de la estación SVEF en el nivel de 250 psig en la estación SEF-15 por no existir composiciones a este nivel en dicha estación. De esta forma se obtienen las composiciones para cada estación.

4.3.5 *Establecimiento de las bases y criterios de diseños de tuberías:* Una vez determinadas las composiciones a la entrada a las estaciones, lo cual es base para el diseño en conjunto con el volumen establecido en el PDO 2005-2024 y las distancias desde las estaciones al CO o entre estaciones, desarrollado en el objetivo previo, se procedió luego al dimensionamiento de las mismas. Para ello se diseño el arreglo de tubería y establecieron las premisas y consideraciones de acuerdo a las normas PDVSA contenidas en la pagina.

Los criterios hidráulicos fundamentales empleados para el cálculo de las tuberías que manejan son los recomendados en el Manual de Ingeniería de Diseño: PDVSA N° 90616.1.024, “Dimensionamiento de Tuberías de Proceso”, Manual de Ingeniería de Diseño: PDVSA N° L-TP 1.5, “Cálculo Hidráulico de Tuberías” y API 14 E, además de otros criterios regidos por otras normas. En los criterios establecidos para el diseño se tienen:

1. Se fijo la presión a la entrada del centro operativo considerando que a la entrada al cabezal de compresión el gas debe tener una presión nominal de

- 60 psig. Se fija entonces 70 psig para el nivel de 60 psig y 260 para el nivel de 250 psig.
2. Para el flujo se tomó el caso de máxima producción anual de gas para los niveles de presión de 60 psig y 250 psig y la producción coincidente crudo y agua para el mismo año en cada estación. Los flujos de operación se obtienen mediante la revisión del PDO 2005-2024 en donde se visualiza la máxima producción en todo el lapso de los 20 años para el gas, una vez definido este volumen se revisa la producción de crudo y agua en concordancia con el mismo año para la máxima producción de gas, esto se realiza para cada nivel de presión y para cada estación.
 3. Modelo Termodinámico utilizado, basado en la ecuación de estado de Soave- Redlich-Kwong (SRK).
 4. Correlación para la Caída de Presión: Beggs & Brill Moody (BBM).
 5. Temperatura ambiente 80 °F
 6. Tuberías de gas enterradas.
 7. Tuberías de crudo aéreas.
 8. La velocidad de la mezcla no debe exceder nunca el 60 % de la velocidad erosional.
 9. La longitud equivalente por accesorios equivale a un 20 % de la longitud real, para las pérdidas de presión.
 10. La caída de presión por cada 100 pie de tubería debe ser la reportada en el manual de PDVSA LT-P 1.5.
 11. Las líneas fueron calculadas para el flujo de diseño, el cual será igual al 20% por encima del flujo de operación.
 12. Tipo de fluido composicional.
 13. Se considera un horizonte de vida útil de 20 años, a partir del año base 2006.
 14. Se establece como referencia sobre el nivel de mar cero (O) para el centro operativo y se consideran las elevaciones de las estaciones de ambos campos sobre este, (información suministrada por proyectistas).

4.3.6 *Realización de sensibilidades en el simulador para la determinación de los diámetros de las líneas adecuados de acuerdo a los criterios preestablecidos:* Para este caso se modificó el diámetro de tubería propuesto desde las líneas de recolección hasta el CO utilizando para ello los diámetros disponibles comercialmente hasta obtener uno que cumpliera con las premisas establecidas en cuanto a velocidad y caída de presión. Se verificó el patrón de flujo par evitar la presencia de flujo tapón en la tubería. De esta manera se obtienen los diámetros por cada tubería de recolección desde la salida de la trampa de envió en las estaciones hasta la llegada a las trampas de recibo del centro operativo, o a una estación de flujo. De esta forma se diseñaron las líneas para los diferentes esquemas de recolección propuestos.

4.4 Caracterización de los equipos principales de los sistemas de recolección de cada opción propuesta.

4.4.1 *Establecimiento de los equipos requeridos para cada opción:* Lo primero fue definir el tipo de tecnología a utilizar, para lo cual se realizó una recopilación de información y revisión detallada de los equipos contemplados en los sistemas de recolección y centro operativo de los campos definidos del PGA, se constató que todos los campos presentan en común el mismo tipo de tecnología en cuanto a equipos y paquetes para el manejo de la producción, debido que al inicio del proyecto se realizó una evaluación y selección de tecnología, lo cual es estándar para todo el PGA, por razones de los nuevos procesos a implantar. Luego se establecieron todos los equipos asociados a las propuestas, existentes solo dentro de los límites de batería de estudio.

4.4.2 *Establecimiento de los criterios de diseño de los equipos principales:* Una vez especificada la funcionalidad se procede a la selección de los equipos más representativos para el diseño en este trabajo. Se especificaron trampas de envíos y recibo, se establece además el número de válvula multipuertos a ser empleadas en los campos. Se considera la premisa del proyecto de solo

diseñar equipos con especificaciones de recipientes el resto de los mismos vendrán diseñados por el fabricante industrial respectivo. Finalmente se dimensionaron separadores bifásicos de prueba, separadores bifásicos de producción, tanque de almacenamiento de líquidos, tanque de almacenamiento de agua de servicio, sólo equipos mayores. Una vez conocido los equipos a dimensionar se revisan los códigos y normas pertinentes para sus especificaciones.

Según lo establecido en las normas PDVSA Manual de Diseño de Proceso MDP-03-S-01 Separación Física Tambores, Separadores "Principios Básicos" y MDP-03-S-03 "Separadores Líquido-Vapor", para el diseño de recipientes y la norma API 650, se fijó los siguientes parámetros:

- Temperatura
 - Temperatura de Diseño Superior: La temperatura superior a la cual un equipo ha ser diseñado, deberá ser 50 °F por encima de la temperatura máxima de operación.
 - Temperatura de Diseño Inferior: La temperatura de diseño inferior para un equipo se tomará igual a la mínima temperatura de operación.
- Presión
 - Para recipientes con válvulas de alivio, la presión de diseño en el tope de los mismos será la mayor resultante entre el 110% de la máxima presión de operación o 25 psig por encima de la máxima presión de operación.
 - Para recipientes conteniendo vapor y líquido, si no están normalmente llenos de líquidos, se usaron los siguientes valores para la presión de diseño:
 - Menor a 247 psig se tomará POM+25 psig,
 - Entre 247 y 580 psig se tomará 110% de POM

- El factor de sobrediseño para todas las facilidades dimensionadas en este trabajo, fue del 20%.
- Se estableció una relación L/D entre 4.0 y 6.0 para recipientes verticales.
- El tiempo entre el nivel muy bajo de líquido y el nivel bajo de líquido será de 5 minutos. Lo mismo aplica entre el nivel alto y el nivel muy alto, lo que equivale al tiempo de respuesta o intervención del operador.
- La velocidad del líquido en la boquilla de salida debe ser de 3 pie/seg en los separadores.

4.4.3 *Dimensionamiento de equipos según las normas PDVSA, códigos y estándares internacionales:* Mediante los criterios pertinentes establecidos previamente se procedió al dimensionamiento de los equipos definidos para cada estación de recolección y/o flujo totalizando 9 separadores de prueba para el nivel de 60 psig, 6 para el nivel de 250 psig, en cuanto a los separadores de producción 1 para el nivel de 60 en el cual se realiza la cascada correspondiente, 1 para el nivel de 250 psig, 2 tanque de almacenamiento de crudo y 2 tanques de almacenamiento de agua de servicio (tanques de almacenamiento de líquidos)

4.4.3.1 Separadores bifásicos de prueba.

Para el dimensionamiento de estos equipos se reviso el potencial de producción de los campos, suministrados por la Gerencia de Operaciones de Producción (ver apéndice H), con el objetivo de identificar el Pozo Mayor Productor de cada campo y se estableció como estándar el diseño para esta volumetría, se visualizó entonces que existían diferencias representativas entre estaciones en lo que se refiere al pozo de mayor producción por lo que se consideró pertinente diseñar para las estaciones a mayor volumetría con un estándar y establecer otro estándar para las de menor producción. En el caso del campo Soto-Mapiri, el cual presenta la particularidad que en el Pozo Mayor Productor, la producción

de agua y crudo es despreciable, se establece como premisa que el contenido de líquido para el diseño esta en la misma proporción que en la estación (a la cual se encuentran asociado el mismo), cuando ocurren las mezclas de todos los pozos productores de la misma. Las condiciones de los fluidos fueron las reportadas por las simulaciones en la mezcla a la entrada de las estaciones (múltiples de recolección) y las propiedades del líquido son las de la mezcla crudo más agua.

4.4.3.2 Separadores bifásicos de Producción.

Estos equipos fueron dimensionados para la máxima producción de agua y crudo coincidente con la máxima producción de gas (ver tabla 4.3), contemplada en el PDO 2005-2024. Las condiciones de fluido fueron las reportadas por las simulaciones en el punto de mezcla del cabezal de entrada a los separadores de producción. Se consideró además para los líquidos (crudo+agua) la volumetría del nivel de 60 psig más la del nivel de 250 psig a fin de contabilizar los mismos una vez disminuida la presión.

4.4.3.3 Tanques de almacenamiento de líquidos.

Se diseñaron para la máxima producción de agua y crudo coincidente para el caso de almacenamiento de crudo y flujo máximo de agua en la estación para el caso de almacenamiento de agua de servicio, Esta volumetría se obtiene mediante la revisión del PDO donde se constata la máxima producción de crudo en los 20 años y se le suma la producción de agua en ese mismo año. Se fijó un tiempo de residencia de 24 hr y para operar a presión ambiente, empleando la norma API-650.

4.4.3.4 Válvulas multipuertos

Para estimar la cantidad de VMP a ser instaladas en las estaciones, se consideró el número de pozos en producción y la máxima producción en el año pico pozos a ser perforados a futuro, según el reporte de

Pruebas de Producción y el PDO 2005-2024 (ver apéndice I) de los Campo Soto–Mapiri-La Ceibita. En el caso del número de pozos a ser perforados a futuro solo se consideró el año 2006, debido a que no se tiene información del periodo restante.

Las Válvulas Multipuerto poseen ocho (8) entradas para conectar los pozos de producción, y dos (2) salidas. Con esta configuración se puede conectar hasta siete (7) pozos, quedando una de las entradas como reserva para el reajuste del sello en campo (información suministrada por el fabricante) De acuerdo a lo anteriormente expuesto se tiene un estimado para cada estación para conectar los pozos en producción actual mas pozos a ser perforados.

4.4.3.5 Trampas de envió y recibo

Las trampas fueron especificadas de acuerdo a los diámetros de tuberías calculados en el objetivo anterior, teniendo el barril mayor (la parte por donde se introduce la herramienta para el pateo) el diámetro inmediato superior a las dimensiones del diámetro de la tubería. Finalmente se elaboró un listado con todos los equipos involucrados por cada opción los dimensionados y los paquetes incluyendo además el diámetro de las líneas.

4.4.3.6 Potencia de compresores

El paquete de compresión comprende una serie de equipos asociados, donde el requerimiento principal para la especificación del paquete al fabricante industrial, lo constituye la determinación de la potencia de los turbocompresores. La misma se determina una vez conocido el volumen a compresión por cada nivel de presión, el cual se obtuvo del PDO 2005-2024, el número de etapas de compresión por cada nivel y la relación de compresión dividiendo los dos niveles de presión adyacentes.

4.5 Estimación de los costos de inversión de las opciones planteadas para el manejo de la producción.

4.5.1 *Determinación de costos de equipos y tuberías:* Los costos considerados están basados en un estimado clase V, por lo que se hizo necesario recopilar información referente a estimados de costos anteriores y así obtener costos referenciales, lo cual fue suministrado por el Departamento de Estimación de Costos del PGA. Los costos de equipos y materiales considerados en el alcance están basados en cotizaciones de proveedores, base de datos de proyectos similares y publicaciones especializadas. Dichos costos se aplican al listado de equipos propuesto en la investigación. Los costos de procuran comprenden todos los equipos mayores, que formen parte de las estaciones de flujo y recolección y se estimaron de acuerdo a un plan Normal de entregas, sin consideraciones de costos por compras y transporte de emergencia y están directamente incorporados a los costos de los equipos. Se incluyeron en el estimado los costos de la Procura complementaria a los equipos, relacionadas con las conexiones mecánica, eléctrica y de instrumentación requerida para el correcto funcionamiento de los mismos. Los costos de los equipos no dimensionados (paquetes) fueron calculados de acuerdo al volumen a manejar por la estación y los de las tuberías mediante el costo por km (tramos) para diferentes diámetros.

4.5.2 *Determinación de costos de construcción:* Se incluyen en el estimado los costos de la construcción de instalaciones complementarias a los equipos, relacionadas con la instalación de los mismos (obras civiles) y las conexiones mecánica, eléctrica y de instrumentación requerida para el correcto funcionamiento. Se aplicó una de contingencia del veinte por ciento (20%), de acuerdo la precisión esperada del estimado. Se determinaron tarifas “All in Rate” por disciplina, las cuales incluyen labor, supervisión, equipos, consumibles, administración y utilidad.

Se determino un costo referencial para el centro operativo, el cual fue



calculado sobre la base del volumen a manejar, a fin de tener noción de cómo varia este costo en función de las opciones propuestas.

Para los resultados finales se aplica la técnica de suma global para cada renglón.

4.6 Selección del esquema operativo más factible técnica y económicamente.

4.6.1 *Definición de las variables a considerar para la selección de acuerdo a las políticas operacionales y económicas de la empresa.* Se estableció las variables con las cuales se establecen puntos de comparación. Entre estas están:

1. Seguridad y riesgo
2. Mantenibilidad
3. Constructibilidad
4. Afectación al ambiente
5. Afectación de la producción
6. Costos de inversión inicial

4.6.2 *Asignación del peso de las variables definidas mediante la metodología de confrontar todas entre si:* Se asignó pesos relativos a las variables definidas mediante la metodología de confrontar todas entre si, asignando una puntuación del 1 al 4. El criterio para seleccionar el puntaje es el siguiente:

4 Alto	3 Mediano
2 Bajo	1 Ninguno

4.6.3 *Calificación cualitativa y cuantitativa de las variables a emplear:* Se realizó una evaluación cualitativa y cuantitativa para cada una de las variables con, considerando mayor puntaje en la opción que presente mejores condiciones o facilidades para la aplicación de la variable.

Una vez establecidos los criterios más relevantes se definen las debilidades y fortalezas de cada opción a fin de determinar el impacto que la aplicación de los mismos puede tener en la selección de la propuesta.

Luego Se realizo una ponderación con los resultados de las variables y se aplicó cada una de las variables a las opciones definidas con una escala de comparación del 1 al 5 y se multiplica por el peso ponderado de cada una de estas.

El criterio usado para la puntuación es el siguiente:

5 Puntos: Muy favorable

4 Puntos: Favorable

3 Puntos: Medianamente favorable

2 Puntos: Poco favorable

1 Punto: Desfavorable

4.6.4 *Selección final:* Se realizó la sumatoria de los resultados parciales de cada una de las variables aplicadas en las opciones. Se seleccionó la opción con mayor puntaje.

CAPÍTULO V. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

En este capítulo se presenta un análisis detallado de los resultados obtenidos durante las distintas etapas de la investigación, estableciendo las causas y consecuencias de cada uno de los fenómenos observados.

5.1 Estado general de las estaciones de flujo y descarga existentes.

Como se puede observar en el apéndice A, existe una gran cantidad de tuberías y equipos desconectados e inactivos, como es el caso de separadores, tanques, tratadores térmicos y múltiples, además parte de esta infraestructura fue diseñada para manejar niveles de presión mucho mayores a los que producen en la actualidad estos campos, motivo por el cual se encuentran abandonados. Esto contribuye a la ocupación de espacios útiles dentro de las estaciones, además de incrementar las condiciones inseguras cuando dicho equipos se deterioran, generando residuos producto del desgaste.

Se observaron también tuberías de procesos oxidadas y con alto grado de deterioro en las estaciones (ver figura A.3), esto se debe a que estas líneas presentan años de construcción y fueron diseñadas sin estudio previo donde se respetaren normas internacionales y las normas técnicas de PDVSA para el dimensionamiento de tuberías, recubrimientos, por ende no se tomaron las medidas necesarias para que perdurasen en el tiempo en condiciones adecuadas, ni han tenido el mantenimiento preventivo necesario, ni siquiera las líneas para sistemas de transmisión a campo travesía tienen facilidades para limpieza. Las vías de acceso de algunas estaciones están en mal estado, lo cual es consecuencia, de la dispersión de las áreas de producción que no permite un acondicionamiento del campo como tal. Existe además gran cantidad de maleza, la cual hace que exista una condición insegura para trabajos en el lugar.

Dentro de las estaciones se presentan situaciones que van en contra de las normas del ministerio de ambiente y recursos naturales (MARN), como es el caso de la estación de descarga LCV-PPAL y la fosa que se encuentra en ella (ver figura A.9), esto no es más que una excavación en la tierra donde se depositan volúmenes de



producción, es normativa del ministerio de ambiente y recursos naturales (MARN) que no se realicen vertidos líquidos al ambiente y más con trazas de hidrocarburos, ya que es nocivo por las emisiones que ocurren a la atmósfera de H₂S y CO₂, siendo necesario la inyección a pozo (PIA). Por otra parte se presenta alto grado de corrosión en tanque, tratadores ya que en la mayoría de las estaciones no se realiza tratamiento y adición de antiincrustante ni anticorrosivo, con lo que se ayuda a mantener la vida útil de las tuberías y a proteger los equipos tales como tanques de agua salada, la norma internacional del instituto americano del petróleo API VT-3, establece la necesidad de proteger contra la corrosión a los tanques de almacenamiento de agua salada, ya que se encuentran expuestos a este fluido altamente corrosivo. Las estaciones se encuentran desasistidas en su totalidad y en la mayoría de los casos no poseen ni facilidades eléctricas, por otra parte muchos de los equipos no disponen de medidores de variables en campo tales como presión y temperatura únicamente los separadores presentan indicadores de presión, en algunos casos en muy mal estado.

Lo que se refiere a los valores de presiones registrados, se considera que son aceptables para los niveles respectivos como se observa en la tabla 5.1, aunque en algunas estaciones (SEF-15 Y SVEF) se puede considerar elevada, lo cual se debe a que los operadores regulan durante el día la presión al igual que en la noche para que los fluidos lleguen a los distintos destinos, debido a la distancia existente, el gas específicamente a la planta compresora Soto.

TABLA 5.1
PRESIONES REGISTRADAS EN LAS ESTACIONES DE LOS CAMPOS
SOTO-MAPIRI-LA CEIBITA

Campo	Estación	Presión (P ± 1) psig 60 #	Presión (P ± 1) psig 250 #
Soto-Mapiri	SEF-10	68	-
	SED-5	80	-
	SED-7	90	-
	SVEF	140	-
	SEF-15	150	-
	MAP PPAL	-	270
La Ceibita	L-63	90	270
	YA-109	90	280
	G-52	80	-
	LCV-PPAL	80	245



Adicionalmente existen problemas en la planta compresora Soto motivo por el cual no hay producción en el nivel de 250 psig para la estación SEF-15, en reuniones interdepartamentales se constato que sólo el 4 % de la capacidad de los recursos disponibles en el subsuelo en Mapiri y el 2% de Soto, están siendo aprovechadas, tal como se observa en la tabla 5.2 la capacidad de compresión de estos equipos es muy baja, la capacidad disponible de compresión es de 29 MMPCSGD y la capacidad requerida en Soto-Mapiri según el PDO es de 144 MMPCSGD además se encuentra uno de los motores en reparación lo que origina que 9 MMPCSGD no puedan ser comprimidos y por ende comercializados en la actualidad, esta situación es análoga también al campo La Ceibita.

TABLA 5.2
CAPACIDADES DE COMPRESIÓN DEL CAMPO SOTO-MAPIRI

UNIDAD	CAPACIDAD DE COMPRESION		OBSERVACIONES
	60 PSI	250 PSI	
K-1	4	3	NO DISPONIBLE
K-2	4	3	
K-3	4	3	
K-4	4	3	
K-5	4		
K-6	4		
TOTAL INSTALADA	24	12	
TOTAL DISPONIBLE	20	9	
TOTAL COMPRESION DISP.		29	

(Fuente: Millán, 2006)

No se cuenta con la infraestructura adecuada para el aumento de la producción, por lo que se hace necesario con urgencia desarrollar los esquemas operativos y posteriormente la infraestructura requerida para manejar el crecimiento modular de los campos (ver apéndice B) y así poder cumplir con los compromisos de los volúmenes de producción a venta. El cuello de botella para el proceso de producción en estas estaciones es el de compresión, debido a que no están instalados los equipos para comprimir volúmenes de producción mayores a los de la actualidad, esto no permite la reactivación de pozos asociados y ejecutar al 100% el cronograma de perforación de

nuevos pozos, en detrimento del valor agregado del negocio. En líneas generales se puede decir que la producción en estos campos se encuentra limitada por la infraestructura actual referente a gasoductos y compresión, debido a que el tamaño de las líneas no permite el manejo de un volumen de gas que necesariamente tiene que ser comprimido hasta las presiones gas ventas.

5.2 Opciones para el manejo conjunto de los fluidos desde los campos Soto-Mapiri-La Ceibita hasta el centro operativo.

De acuerdo con el Portafolio de Oportunidades (PDO.) para los años 2005 al 2024, en estos campos, se estima un incremento importante en la producción tanto de gas como de líquido en cierto lapso de tiempo en el distrito.

Se verificó inicialmente, según lo expuesto en el objetivo anterior, que la infraestructura existente no es suficiente para el manejo de estos nuevos volúmenes de producción estimados. En la etapa de visualización del proyecto gas anaco se estableció que el esquema de producción centralizado presenta varias ventajas entre las que se tiene:

- Mayor tiempo de vida útil.
- Menor mantenibilidad.
- Menor requerimiento de personal para atención de las instalaciones.
- Uso de tecnología de punta.

Para centralizar los campos el primer paso es la ubicación geográfica del centro operativo, este lugar es determinante debido a que puede afectar hidráulicamente las líneas de transmisión que lleguen hasta el, por factores como: distancia de separación entre las estaciones, condiciones del terreno, entre otras.

El sitio considerado para la implantación es suministrado por PDVSA ya que implica una alta responsabilidad y complejidad un estudio de evaluación de sitio. Se hace necesario una validación de esta área por medio de la inspección visual realizada al sitio seleccionado, el cual es el Hato La Pascualita cumple los parámetros establecidos para la implantación, entre los criterios en los que se sustento la aprobación están:

➤ ***Criterios Técnicos***

1. Espacio físico requerido por la estación centralizada: Las dimensiones de la parcela seleccionada permiten la implantación de las nuevas instalaciones. Desde el punto de vista técnico, existe la capacidad de albergar no sólo las instalaciones como tal, sino también que permite cumplir con las distancias y/o separaciones que con respecto a terceros establezcan las normas y el análisis de riesgo.
2. Capacidad de crecimiento: El área seleccionada, permite que las instalaciones puedan diseñarse para un crecimiento modular, el área esta en la capacidad de albergar no sólo las instalaciones que se diseñen ahora, sino que también permite anexar otras instalaciones de acuerdo con los nuevos requerimientos. La parcela cumple con las necesidades de área para cubrir el requerimiento de producción en un horizonte de 20 años, considerando la implantación total del centro operativo.
3. Sinergia de instalaciones existentes. En lo referido a este criterio esta parcela presenta facilidades en cuanto a corredores de tubería cercanos, además esta muy cerca de la estación de válvula Soto, con la cual se puede interconectar fácilmente a cualquiera de los cuatro gasoductos existentes que van a los pulmones de el criogénico de San Joaquín, por otra parte se encuentra cerca de las estaciones (SEF-10 y LCV-PPAL), lo cual minimiza la inversión con respectó a la instalación de tuberías.
4. Minimizar los conflictos con instalaciones existentes. Dentro de los límites del área estudiada no existen instalaciones de la industria, que afecten la distribución de la estación centralizada en el terreno, o la construcción.

➤ ***Criterios socioeconómicos***

1. Minimizar cambios en el uso de la tierra: No se presentan cambios en el uso de la tierra ya que el centro operativo se ubicara en un terreno sin uso agrícola, de viviendas entre otros, por lo cual no hay impacto por este concepto.
2. Minimizar vulnerabilidad de vías de comunicación importantes: La parcela seleccionada no esta próxima a la Carretera Nacional; la vía mas cercana es una



vía operacional. El centro operativo se distanciara de dicha vía a una distancia según las recomendaciones de los análisis de riesgo para disminuir cualquier efecto, en este aspecto.

➤ **Criterios físico-naturales**

1. Minimizar intervención a cuerpos de agua. La parcela seleccionada no presenta lagunas o riachuelos que representen hábitats para la flora y la fauna.
2. Maximizar el uso de corredores existentes. El nuevo Centro Operativo permite aprovechar todos los corredores existentes del área sin necesidad de generar nuevos corredores de tuberías.
3. Minimizar deforestación. En la parcela no existen formaciones arbóreas densas con lo cual se minimiza el impacto por efecto de este renglón.
4. Recuperación de áreas con pasivos ambientales. Desde el punto de vista ambiental, la utilización de áreas con instalaciones existentes disminuye la intervención de nuevas áreas naturales del sector. Este criterio no es aplicable a esta parcela en estudio por no contar con instalaciones existentes propensas a desmantelamiento.

El nuevo centro operativo es ubicado con coordenadas N 1021770 y E 358.530 con respecto a Datum La Canoa, el cual es un sistema de medición referencial, teniendo por elevación 268.866 msnm (metros sobre el nivel del mar), en tanto que las estaciones del campo La Ceibita se encuentran en un nivel inferior y Soto-Mapiri presenta mayor elevación.

Las opciones propuestas para el manejo conjunto de la producción de los campos se fundamenta en la ubicación geográfica del centro operativo y en las facilidades desde las estaciones involucradas con respecto al área, hasta el mismo. Entre las propuestas se tiene:

Opción 1: Manejo del fluido multifásico desde cada estación de los campos Soto-Mapiri y La Ceibita hasta el centro operativo.

En esta opción se consideran solamente estaciones de recolección en La Ceibita y en Soto-Mapiri y el resto de los procesos en el centro operativo (ver figura 5.1); esto es,

el flujo multifásico proveniente de los pozos llega a cada estación de recolección y de allí será transferido a través de líneas de recolección hacia el cabezal de entrada a los separadores bifásicos del centro operativo. Cada estación maneja el fluido de acuerdo a los niveles de presión correspondientes, teniéndose tantas líneas de transferencia como niveles por estación.

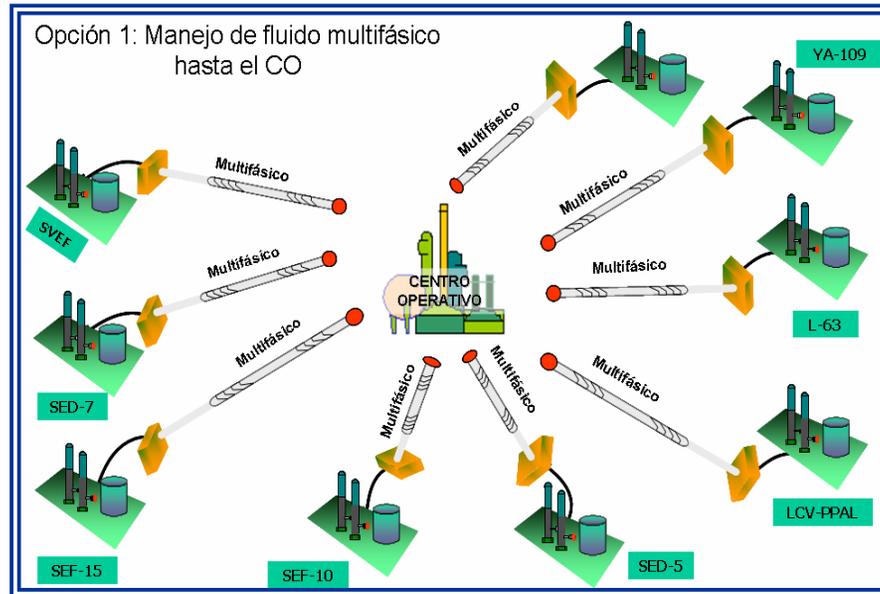


Figura 5.1 Visualización de la opción 1

Opción 2: Manejo del fluido multifásico de las estaciones SVEF y SEF-15 en la estación de flujo Mapiri Principal y posterior centralización de la producción de gas y de los líquidos (crudo+ agua) con el resto de las estaciones de los campos como fluido multifásico en el centro operativo.

Esta opción considera estaciones de recolección en el campo La Ceibita, una estación de flujo en el campo Soto-Mapiri ubicada en la estación Mapiri Principal y el centro operativo (ver figura 5.2). La estación de flujo recibirá el fluido multifásico proveniente de los pozos desde las estaciones de recolección SVEF y SEF-15, mediante líneas de recolección. El fluido multifásico entrará a los separadores bifásicos de la estación de flujo donde se separarán el líquido del gas, el gas se enviara al sistema de compresión del centro operativo donde se comprimirá hasta la presión de 1200 psig y se interconectara al gasoducto existente más cercano direccionado a la

planta de extracción San Joaquín, los líquidos se enviarán a un tanque de almacenamiento de líquidos de la estación de flujo y de allí serán enviados al sistema de tratamiento de crudo del centro operativo, donde se tratarán, almacenarán y finalmente se enviarán a Patio Tanque Anaco (PTA) . En el centro operativo se tendrán todos los procesos de separación para el fluido multifásico provenientes de las demás estaciones de los campos Soto-Mapiri-La Ceibita y los procesos de tratamiento de crudo y agua para todos los líquidos producidos en los dos campos.

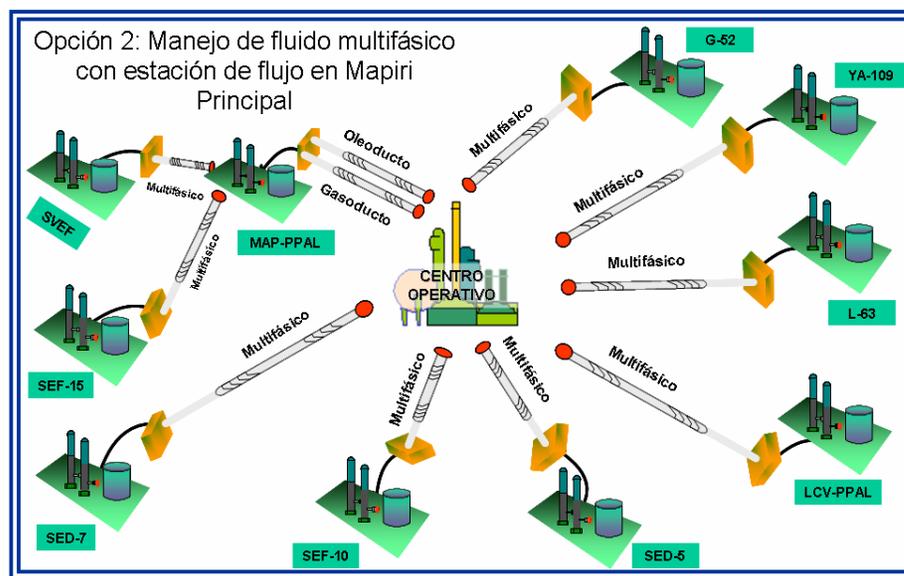


Figura 5.2 Visualización de la opción 2

Opción 3: Manejo del fluido multifásico de las estaciones SVEF y SEF-15 en la estación de flujo Mapiri Principal y posterior centralización de la producción de los líquidos (crudo+ agua) con el resto de las estaciones de los campos como fluido multifásico en el centro operativo.

Esta opción es similar a la número 2; es decir; estaciones de recolección en el campo La Ceibita, una estación de flujo en el campo Soto-Mapiri y el centro operativo. Se diferencia de la anterior porque la estación de flujo recibirá el fluido multifásico desde las estaciones de recolección SVEF y SEF-15, el mismo entrará a los separadores bifásicos de la estación de flujo donde se separarán el líquido del gas, el gas se comprimirá en el sistema de compresión de la estación de flujo hasta la presión de 1200

psig (ver figura 5.3) y se interconectara al gasoducto existente más cercano direccionado a la estación de válvula Soto de donde saldrá con destino final hacia la planta de extracción San Joaquín. Los líquidos serán enviados al centro operativo para su tratamiento. El resto de las estaciones funcionarán como estaciones de recolección.

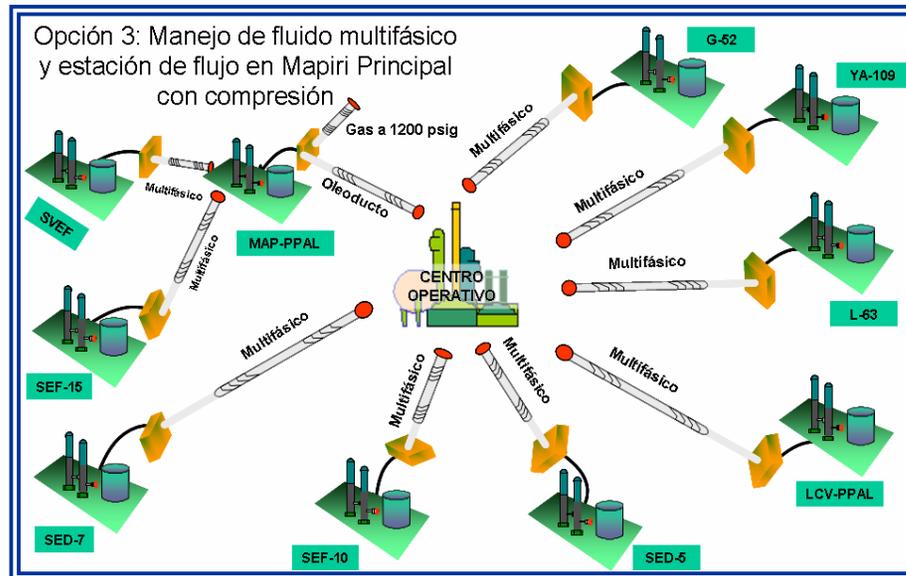


Figura 5.3 Visualización de la opción 3

Opción 4: Manejo del fluido multifásico de las estaciones SVEF y SEF-15 en la estación de flujo Mapiri Principal con posterior centralización de la producción de gas y líquidos (crudo+ agua) con el resto de las estaciones como fluido multifásico del campo Soto-Mapiri y manejo del fluido multifásico de las estaciones YA-109, L-63, G-52 en la estación LCV-PPAL con centralización en el CO.

En esta opción se considera una estación de flujo en la Ceibita, otra en Soto-Mapiri y compresión y tratamiento en el CO (ver figura 5.4). Los fluidos separados tendrán como destino final el CO para compresión y tratamiento, las únicas estaciones de recolección serán SEF-10, SED-5, SED-7, la separación, tratamiento y compresión total de la producción de las mismas ocurrirá en el centro operativo.

Estas opciones se consideran las mejores prácticas ingenieriles para el manejo conjunto de la producción bajo el esquema de centralización enmarcado dentro del

concepto operativo del PGA, por razones como: En el ámbito técnico, representan todos los procesos de separación, almacenamiento, bombeo, tratamiento y compresión centralizados en un área específica, sin embargo existen estaciones muy alejadas del centro operativo que por hidráulica pudieran presentar problemas de regímenes de flujo en las tuberías de transporte de líquido multifásico o del gas por lo que se considera el proceso de separación para algunas estaciones previo al centro operativo.

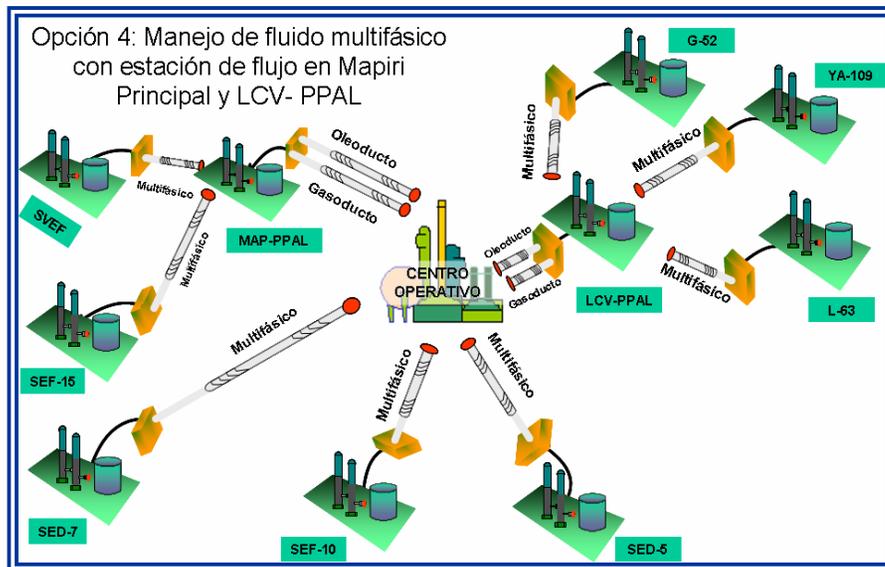


Figura 5.4 Visualización de la opción 4

El planteamiento del tendido de líneas hasta la estación centralizada es un factor relevante, lo que se trata es que el fluido realice el menor recorrido posible, menos cruces de en la vía (codos), todo esto para que tenga menor pérdida de energía y menor costo asociado, además se debe evitar tener la menor interferencia con zonas ajenas (propiedad privada). Se hizo uso de los corredores existentes para no realizar compras de franjas de terreno en una etapa posterior y para disminuir el impacto ambiental (ver apéndice C). El planteamiento del esquemático permite visualizar las estaciones involucradas y los procesos básicos que se llevarán a cabo, lo cual facilita la interpretación de los mismos al momento del diseño de las redes (ver apéndice D).



5.3 Simulación de las líneas de flujo de las opciones planteadas utilizando el paquete de simulación Pipephase.

La simulación de la red de recolección de los sistemas propuestos se basó en la caída de presión y la velocidad de los fluidos en los distintos tramos de tubería por los que realiza el recorrido. Estos criterios son fundamentales porque determinan el correcto dimensionamiento de las líneas garantizando un diseño que cumpla con los requerimientos exigidos y que garantice la vida útil de la tubería. Las normas que espifican todos los criterios de diseño en que fundamentó este trabajo son: PDVAS L-TP 1.5 “Cálculo hidráulico de tuberías”, MDP “Dimensionamiento de tuberías de proceso”, API 14E “recommended practice for design and installation of offshore production platform piping systems”

➤ **Obtención de las composiciones de los fluidos por estaciones.**

- **Campo La Ceibita**

El análisis cromatográfico suministrado fue presentado sin considerar el agua en el reporte, debido a que a condiciones de yacimientos el hidrocarburo siempre esta saturado en agua, generalmente estos valores de saturación se encuentran tabulados y están en función de la relación de los componentes de la mezcla de hidrocarburos, en el desarrollo de esta investigación se emplean son valores de composiciones por lo tanto es de suma importancia establecer las caracterizaciones de los fluidos, evitando de esta forma problemas futuros ya que de no contabilizar el contenido de agua disuelto en el gas, implica que las condiciones de diseño son ideales sin tomar en cuenta que realmente hay circulación de un fluido altamente corrosivo, el cual se deposita en el fondo de la tubería, disminuyendo así el área transversal de la misma, con lo cual aumenta la velocidad y la presión. En el casó del Distrito Anaco el crudo es considerado liviano motivo por el cual el se origina condensado a una mínima variación en las condiciones del fluido, siendo el fluido multifásico prácticamente gas.

Es por esta razón que se realizó la simulación con el programa PRO II versión 7.1 para así obtener la composición del fluido a condiciones de saturación. Un gas se encuentra saturado cuando esta en equilibrio con un líquido a una presión y

temperatura dada (Martínez, 1993), razón por la cual la presión y temperatura son iguales para los fluidos mezclados, siendo estas las propiedades a las que se realizó el análisis de la muestra a nivel de laboratorio (ver apéndice B).

- ***Campo Soto Mapiri***

Tal como se muestra en el apéndice E, el análisis cromatográfico suministrado por la corporación es realizado por pozo en las distintas estaciones de este campo. La toma de muestra se realizó en el cabezal del pozo después del reductor, a una distancia respectiva de las estaciones (ver tabla 4. 2), este análisis fue realizado a la presión y temperatura de separación la cual es diferente para cada pozo porque esta relacionada con la presión a la cual se estrangula el mismo y esto consiste en la instalación a la entrada de la línea de flujo a pié de cabezal de un dispositivo de menor diámetro al de la tubería para variar la rata de producción (Román, 2005). Al recorrer el fluido multifásico la trayectoria del pozo a las estaciones experimenta una caída de presión que es diferente de un pozo a otro dependiendo de la longitud, topografía, diámetro y accesorios asociados a la línea, lo cual conlleva a una modificación de la relación vapor-líquido por la variación de las condiciones del fluido (presión y temperatura). Se consideró para este análisis longitud recta de tubería y topografía plana debido a que no existe estudio topográfico en estas áreas, además al tener el mismo diámetro las tuberías para cada pozo la velocidad del fluido es constante en todo el recorrido. Con los datos suministrados y la rata de flujo de cada componente de la mezcla por pozo (ver tabla 4.2), se procedió a realizar la simulación del sistema actual, con el paquete de programación pipephase versión 9.0. La presión tomada para realizar la mezcla de los distintos pozos que llegan a una estación es la presión de separación a la cual operan en la actualidad las estaciones y que fue la registrada en campo; porque a esta presión se garantiza que el fluido de todos los pozos fluyen por el múltiple de recolección, el cual es la parte del sistema de producción en el que se une la producción de varios pozos a una misma presión, antes de ser enviada a la etapa de separación, por otra parte la distancia existente del múltiple al separador (ver figura 5.5) es muy pequeña haciéndose la caída de presión en ese tramo múltiple-separador despreciable. Caso

contrario ocurre al realizar una mezcla de pozos en donde la presión de operación es la de línea porque únicamente fluye el pozo de mayor presión llenando el múltiple sin dejar entrar a los de presión inferior al mismo. En la figura 5.5 se observa la trayectoria del fluido desde el yacimiento hasta la estación de la producción del pozo.

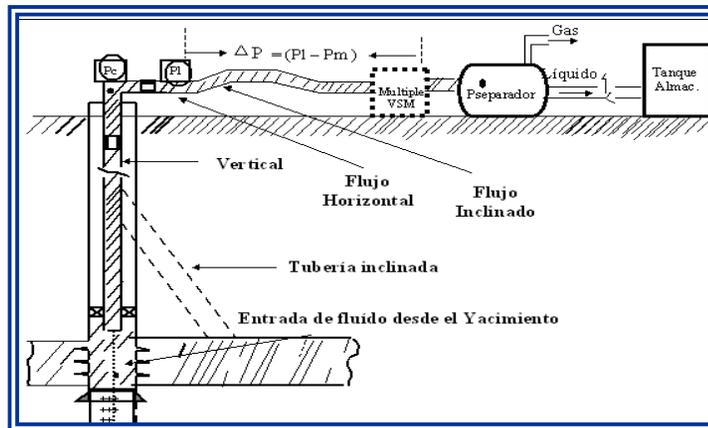


Figura 5.5 Esquema de producción de pozo

(Fuente: Equipetrol, 2006)

Se obtuvo las composiciones de las estaciones cuando ocurren las mezclas de los pozos a la presión a la que operan las mismas en la actualidad (ver apéndice E, tablas E.1-E.7).

➤ **Diseño de las líneas de los sistemas de recolección de fluido multifásico, gas y líquido (crudo+agua) en el paquete de simulación Pipephase 9.0**

Con los datos de las caracterizaciones de los fluidos obtenidos de las simulaciones y con la volúmetría establecida en el portafolio de oportunidades 2005-2024, se procedió al diseño de las líneas de recolección desde las estaciones hasta el centro operativo.

El diseño de estas líneas se realiza para el máximo flujo de gas y crudo y agua coincidente en el mismo año, reportado por el PDO con esto se garantiza que se puede manejar el incremento modular que experimenta la producción de los campos en cierto periodo (ver apéndice B). La topografía del terreno tiene especial importancia como se explico anteriormente; porque modifica la caída de presión, lo cual varía dependiendo de los cruces de las tuberías o de la topografía irregular por donde esta el tendido de



líneas. En este estudio se consideró únicamente las elevaciones con respecto a un cero referencial en este caso el centro operativo, ya que no se dispone de un levantamiento topográfico y por ende progresiva de las tuberías desde las estaciones hasta el mismo, que indiquen los accesorios que se deban involucrar y que necesariamente originaran una caída de presión razón por el cual se considera lo establecido en la norma MDP-02-FF-03, que la longitud equivalente de accesorios esta comprendida entre 20% y 80% de la longitud real de la tubería de las líneas fuera de las estaciones, haciendo de este modo los resultados más precisos que si se fuera considerado el sistema plano totalmente. En el caso de estudio se consideró la longitud real de tubería más un incremento del 20 %.

Como se puede observar en los esquemáticos (apéndice D) y en el ruteo de tuberías (ver apéndice C), no se tienen interconexiones entre líneas de distintas estaciones, esto es debido, a que se considera mayor flexibilidad operacional operar con líneas independientes evitando de esta forma que un problema aguas abajo de la tubería implique la parada de producción de las estaciones que producen por la tubería común. Por otra parte al realizar la corrida de herramienta (que es una práctica fundamental debido a que se diseño para el flujo máximo esperado en un cierto año, al empezar a circular un caudal menor en la tubería habrá condensación por el espacio disponible entre el fluido y el tubo por lo que se debe realizar frecuentemente limpieza) no es necesario parada de producción en algunas de las líneas, ya que no se tiene problema de arrastre de líquidos que se forman por la condensación de los vapores de gas que se depositen contra un tubo, o el cierre de una línea para crear el delta de presión necesario con el cual se pueda empujar la herramienta de limpieza.

➤ ***Determinación del diámetro de la tubería***

El tamaño del diámetro viene dado por el caudal que maneja cada estación y la presión en el centro operativo, la misma se fijo considerando que al cabezal de entrada a los compresores el gas debe tener una presión nominal de 60 psig, lo cual implica que desde la entrada a los separadores de producción en el centro operativo se pierdan 5 psig por separación y 5 psig por accesorios involucrados, por otra parte se debe tratar

de aumentar o mantener la vida útil del yacimiento para ello la presión de línea a la salida del reductor no debe ser elevada y así garantizar de este modo una presión en la estación no mayor a 85 psig en el nivel de 60 psi y 285 en el nivel de 250 psig esto a fin de no explotar tan rápido el yacimiento lo cual se traduce en que el pozo perdure más en el tiempo. Para la estimación del diámetro se hizo una evaluación con los diámetros comerciales disponibles para tuberías de acero al carbono, que no cumplieran con los parámetros fijados además se realizó también una modificación en el espesor “schedule” de la línea fijando para cada diámetro propuesto estándar para el nivel de 60 psig y xs (código) para el nivel de 250 psig, ya que el espesor de pared empleado en el dimensionamiento para cualquier tubería sujeta a presiones externas e internas, esta en función del esfuerzo permitido por el material de la tubería, del diámetro de la misma, de la presión de diseño y de las tasas de erosión y corrosión por lo tanto este debe ser resistente. Según la norma criterios para el diseño de tuberías en líneas de tierra L-STP-032 todos los oleoductos, poliductos y gasoductos a campo travesía construidos de acero al carbón, acorde con las referencias, códigos y normas, serán diseñados tomando como base la selección de tubería, válvulas y accesorios, que soportarán las cargas, esfuerzos y deformaciones a que estén sujetos y que se supone existirán durante la vida operativa de las instalaciones.

En el diseño de las líneas la velocidad es fundamental debido a que una velocidad muy baja en la tubería trae como consecuencia deposición de condensado en el fondo de la misma con lo cual se incrementa la rugosidad y disminuye el diámetro que en un periodo de largo plazo pudiera provocar taponamiento y corrosión. La caída de presión es otro parámetro fundamental ya que la misma es siempre indeseada en un transporte de flujo de fluidos debido a que es significado de pérdida de energía, que trae como consecuencia un descenso en la eficiencia de los sistemas de flujo de fluidos por la transferencia de calor que se pierde al ambiente, esta debe ser verificada cada 100 pie de tubería según la norma PDVSA Cálculo hidráulico de tuberías L-TP 1.5, debe ser 0.3 psig/100 pie para el nivel de baja y 1.5 para el nivel de alta (ver apéndice B).

Para el dimensionamiento se hizo necesario una división por opción de los tramos que unen las estaciones con el centro operativo.

➤ Opción 1.

TABLA 5.3
PARÁMETROS EVALUADOS EN EL ANÁLISIS HIDRÁULICO PARA LA
OPCIÓN 1 EN EL NIVEL DE 60 psig

Campo	Estación	Velocidad mezcla (pie/s)	Velocidad erosional (pie/s)	60 % Velocidad erosional (pie/s)	Caída de Presión (psig / 100 pie)
Soto-Mapiri	SEF-10	21.3	61.54	36.924	0.0003
	SED-7	19.19	74.76	44.856	0.0003
	SED-5	30.09	73.02	43.812	0.0006
	SEF-15	19.53	70.04	42.02	0.0002
	SVEF	18.8	69.99	41.99	0.0002
La Ceibita	L-63	13.64	72.12	43.27	0.0001
	YA-109	16.72	81.18	48.71	0.0001
	G-52	35.88	75.9	45.54	0.0001
	LCV-PPAL	20.05	76.86	46.12	0.0016

TABLA 5.4
PARÁMETROS EVALUADOS EN EL ANÁLISIS HIDRÁULICO PARA LA
OPCIÓN 1 EN EL NIVEL DE 250 psig

Campo	Estación	Velocidad mezcla (pie/s)	Velocidad erosional (pie/s)	60 % Velocidad erosional (pie/s)	Caída de Presión (psig / 100 pie)
Soto-Mapiri	SEF-15	9.44	46.45	27.87	0.0004
	SVEF	9.32	47.32	28.39	0.0003
La Ceibita	L-63	11.26	56.46	33.88	0.0004
	YA-109	13.51	56.13	33.68	0.0004
	G-52	12.86	61.66	36.99	0.0006
	LCV-PPAL	13.11	52.40	31.44	0.0004

Tal como se puede observar en la tabla 5.3 y 5.4, la velocidad de la mezcla no excede el 60% de la velocidad erosional, este factor es fundamental, porque esta velocidad es la máxima que puede alcanzar el fluido en la tubería, ya que generalmente



los sistemas de flujo bifásico están casi siempre acompañados por erosión, especialmente en el caso de líneas de proceso diseñadas para transportar flujos a alta velocidad. Si la velocidad lineal del fluido es muy cercana a este máximo se presentan vibraciones en la tubería durante el desplazamiento, y se originan problemas de erosión en el tubo. Existen valores muy bajos de velocidad especialmente en el nivel de 250 psig para las estaciones del campo Soto-Mapiri; pero estos no alcanzan la mínima establecida según la norma “internacional recommended practice for design and installation of offshore production platform piping systems” 14E debe ser 9 pie /s, además la presión en la estación esta dentro del rango definido y la caída de presión es aceptable, prevaleciendo en este punto la presión, ya que una disminución del diámetro para el aumento de la velocidad implica una alta presión en la estación superior a las 300 psig lo cual no es permitido, por lo que es necesario realizar operaciones de limpieza con frecuencia en la línea, así las dimensiones de los diámetros de las tuberías que satisfacen los parámetros fijados son los siguiente:

TABLA 5.5
DIÁMETROS DE LAS LÍNEAS DE RECOLECCIÓN DE LA OPCIÓN 1 EN EL
NIVEL DE 60 psig

Campo	Estación	Presión en la Estación (psig)	Distancia al CO (m)	Diámetro Nominal (in)
Soto-Mapiri	SEF-10	72.2	1.9	26
	SED-7	77.8	6.5	16
	SED-5	84.3	7.5	20
	SEF-15	81.6	18.63	26
	SVEF	82.7	19.20	20
La Ceibita	L-63	73.7	13.82	26
	YA-109	73.8	10.23	26
	G-52	78.3	9.7	16
	LCV-PPAL	72.6	5.41	26

TABLA 5.6
DIÁMETROS DE LAS LÍNEAS DE RECOLECCIÓN DE LA OPCIÓN 1 EN EL NIVEL DE 250 psig

Campo	Estación	Presión en la Estación (psig)	Distancia al CO (m)	Diámetro Nominal (in)
Soto-Mapiri	SEF-15	282.8	18.63	12
	SVEF	276.5	19.20	16
La Ceibita	L-63	279.2	13.82	12
	YA-109	274.5	10.23	16
	G-52	279.4	9.7	10
	LCV-PPAL	267	5.41	16

➤ **Opción 2**

TABLA 5.7
PARÁMETROS EVALUADOS EN EL ANÁLISIS HIDRÁULICO PARA LA OPCIÓN 2 EN EL NIVEL 60 psig

Campo	Estación	Velocidad mezcla (pie/s)	Velocidad erosional (pie/s)	60 % Velocidad erosional (pie/s)	Caída de Presión (psig / 100 pie)
Soto-Mapiri	SEF-10	21.30	61.54	36.924	0.0003
	SED-7	19.19	74.76	44.856	0.0003
	SED-5	30.09	73.02	43.812	0.0006
	SEF-15	19.53	70.04	42.02	0.0002
	SVEF	18.80	69.99	41.99	0.0002
	EF MAP PPAL	4,32*	26.93	16.16	0.0002
		33,83**	156	93.60	0.0003
La Ceibita	L-63	13.64	72.12	43.27	0.0001
	YA-109	16.72	81.18	48.71	0.0001
	G-52	35.88	75.90	45.54	0.0001
	LCV-PPAL	20.05	76.86	46.12	0.0016

(*) Oleoducto del nivel de 60 psig

(**) Gasoducto del nivel de 60 psig

TABLA 5.8
PARÁMETROS EVALUADOS EN EL ANÁLISIS HIDRÁULICO PARA LA
OPCIÓN 2 EN EL NIVEL 250 psig

<i>Campo</i>	<i>Estación</i>	<i>Velocidad mezcla (pie/s)</i>	<i>Velocidad erosional (pie/s)</i>	<i>60 % Velocidad erosional (pie/s)</i>	<i>Caída de Presión (psig / 100 pie)</i>
Soto-Mapiri	SEF-15	13.37	47.45	28.47	0.0010
	SVEF	14.55	48.6	29.16	0.0009
	EF MAP PPAL	9,51***	71.34	42.80	0.0001
La Ceibita	L-63	11.26	58.55	33.88	0.0004
	YA-109	13.51	56.13	33.68	0.0004
	G-52	12.86	61.66	36.99	0.0006
	LCV-PPAL	13.11	52.4	31.44	0.0004

(***) Gasoducto del nivel de 250 psig

Las consideraciones establecidas son las mismas que en el análisis anterior en cuanto a presión, caída de presión y velocidad, sin embargo se presenta una estación que recibe el fluido de dos estaciones del campo Soto-Mapiri para los dos niveles de presión diferentes, estas estaciones son las más alejadas del centro operativo, por lo que se simularon las líneas de flujo una vez que ocurre la separación de la mezcla multifásica y el recorrido se realiza con una tubería solo de gas y otra solo de líquido (crudo+agua), por lo tanto debe existir un gasoducto para cada nivel de presión 60 psig y uno para el nivel de 250 psig, la presión de estos, es la presión de separación en cada nivel y es la misma con lo cual el fluido se desplaza, en este caso particular la presión de llegada no es a la entrada del centro operativo, sino al cabezal de succión del tambor separador de líquidos en el gas del centro operativo, para lo cual se fijó 65 psig y 255 psig para los niveles respectivos, por ser el proceso inmediato a la entrada a los cabezales de compresión. Las velocidades se consideran aceptables.

Como se observa en la tabla 5.7 en la estación de flujo Mapiri Principal, existe un oleoducto para el nivel de 60 psig el cual transporta todos los líquidos producidos en ambas estaciones de recolección, ya que la producción de alta es bajada hasta 60 psig,

la velocidad del mismo se encuentra dentro del rango establecido el cual es 2 a 16 pie/s. Para el transporte de la producción hasta el centro operativo los líquidos debe ser bombeados en un proceso por lotes a una presión de 77.8 psig, lo cual se debe a que una vez separados en la estación de flujo van a un tanque de reposo, por lo que es necesario aumentar la presión para que el fluido realice el recorrido. Los resultados obtenidos para las líneas son los siguientes (ver tabla 5.9 y 5.10).

Se puede apreciar que los diámetros de las tuberías desde las estaciones de recolección hasta la estación de flujo son los mismos que si el flujo llegará al centro operativo en el nivel de 60 psig; sin embargo el recorrido realizado es mucho menor, con lo cual se constata que el diámetro de la línea esta directamente relacionado al volumen de producción, por la disminución de los mimos una vez que ocurre la separación.

TABLA 5.9
DIÁMETROS DE LAS LÍNEAS DE RECOLECCIÓN DE LA OPCIÓN 2 EN EL NIVEL DE 60 psig

Campo	Estación	Fluido	Presión en la Estación (psig)	Distancia al CO (km)	Distancia a EFMP (km)	Diámetro Nominal (in)
Soto-Mapiri	SEF-10	Multifásico	72.2	1900	-	26
	SED-7	Multifásico	77.8	6.5	-	16
	SED-5	Multifásico	84.3	7.5	-	20
	SEF-15	Multifásico	80.2	-	5.63	26
	SVEF	Multifásico	82.3	-	5.05	20
	EF Mapiri PPAL	(Crudo+Agua) Gas	68.5	14.955	-	10
		15.055		-	26	
La Ceibita	L-63	Multifásico	73.7	13.82	-	26
	YA-109	Multifásico	73.8	10.23	-	26
	G-52	Multifásico	78.3	9.7	-	16
	LCV PPAL	Multifásico	72.6	5.41	-	26

TABLA 5.10
DIÁMETROS DE LAS LÍNEAS DE RECOLECCIÓN DE LA OPCIÓN 2 EN EL
NIVEL DE 250 psig

Campo	Estación	Fluido	Presión en la Estación (psig)	Distancia al CO (km)	Distancia a EFMP (km)	Diámetro Nominal (in)
Soto-Mapiri	SEF-15	Multifásico	278.6	-	5.63	10
	SVEF	Multifásico	278	-	5.05	12
	EF MAP PPAL	Gas	262.2	15.055	-	20
La Ceibita	L-63	Multifásico	279.2	13.82	-	12
	YA-109	Multifásico	274.5	10.23	-	16
	G-52	Multifásico	279.4	9.7	-	10
	LCV-PPAL	Multifásico	267	5.41	-	16

➤ **Opción 3**

Como se observa en las tablas 5.11 y 5.12, las líneas de recolección se mantienen igual que en la opción anterior con la diferencia que el gas de la estación de flujo Mapiri Principal, no es comprimido en el centro operativo, debido a que la estación de flujo se adecua para que en ella se realice la compresión desde el nivel de 60 psig hasta 250 psig en una etapa de compresión, una vez en este nivel se comprime mediante dos etapas hasta el nivel de 1200 psig por lo que solo existe una línea de transmisión de gas con toda la producción de las estaciones SVEF y SEF-15. El diámetro de esta tubería es de 10" (ver tabla 5.13), el cual es menor en comparación con las líneas independientes para cada nivel (ver tablas 5.9 y 5.10), esto se debe a que el fluido se desplaza con mayor presión por lo cual necesita un área menor de tubería, en lo referido a la velocidad aumenta en comparación con los niveles de 60 psig y 250 psig, esto es producto que al ser el área de transmisión menor, ocurre un aumento de la velocidad. Este valor resultó en 13,63 pie/s en cuanto a velocidad lineal del fluido y la velocidad erosional es 23,65 pie/ s. Todas las demás estaciones mantienen el resultado de los parámetros evaluados y dimensiones reportados en la opción anterior. Como se observa en la figura 5.6

existe una serie de equipos involucrado en el paquete donde la producción se recibe a la entrada del mismo ya dentro del centro operativo.

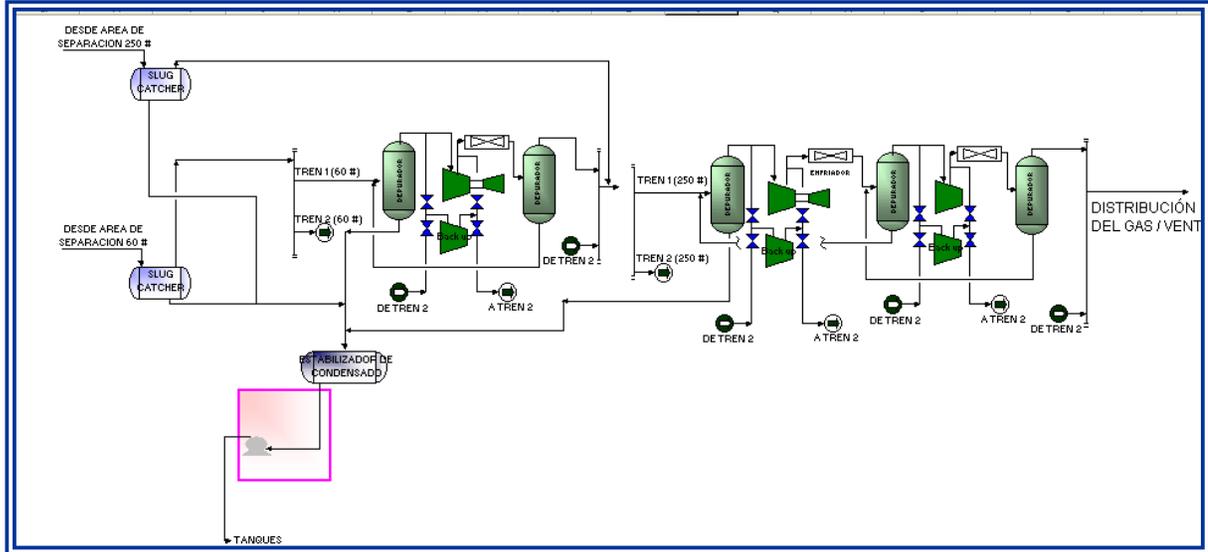


Figura 5.6 Esquema típico de compresión por etapas

TABLA 5.11
DIÁMETROS DE LAS LÍNEAS DE RECOLECCIÓN DE LA OPCIÓN 3 EN EL NIVEL DE 60 psig

Campo	Estación	Fluido	Presión en la Estación (psig)	Distancia al CO (km)	Distancia a EFMP (km)	Diámetro Nominal (in)
Soto-Mapiri	SEF-10	Multifásico	72.2	1900	-	26
	SED-7	Multifásico	77.8	6.5	-	16
	SED-5	Multifásico	84.3	7.5	-	20
	SEF-15	Multifásico	80.2	-	5.63	26
	SVEF	Multifásico	82.3	-	5.05	20
	EF MAP PPAL	(Crudo+Agua)	68.5	14.955	-	10
La Ceibita	L-63	Multifásico	73.7	13.82	-	26
	YA-109	Multifásico	73.8	10.23	-	26
	G-52	Multifásico	78.3	9.7	-	16
	LCV PPAL	Multifásico	72.6	5.41	-	26

TABLA 5.12
DIÁMETROS DE LAS LÍNEAS DE RECOLECCIÓN DE LA OPCIÓN 3 EN EL
NIVEL DE 250 psig

<i>Campo</i>	<i>Estación</i>	<i>Fluido</i>	<i>Presión en la Estación (psig)</i>	<i>Distancia al CO (km)</i>	<i>Distancia a EFMP (km)</i>	<i>Diámetro Nominal (in)</i>
Soto-Mapiri	SEF-15	Multifásico	278.6	-	5.63	10
	SVEF	Multifásico	278	-	5.05	12
La Ceibita	L-63	Multifásico	279.2	13.82	-	12
	YA-109	Multifásico	274.5	10.23	-	16
	G-52	Multifásico	279.4	9.7	-	10
	LCV-PPAL	Multifásico	267	5.41	-	16

TABLA 5.13
GASODUCTO DE TRANSMISIÓN DE LA ESTACIÓN DE FLUJO EN EL NIVEL
DE 1200 psig

<i>Campo</i>	<i>Estación</i>	<i>Fluido</i>	<i>Presión en la Estación (psig)</i>	<i>Distancia a EVS (km)</i>	<i>Diámetro Nominal (in)</i>
Soto-Mapiri	EF MAP PPAL	Gas	68.5	13,9	10

La presión de descarga de este gasoducto es de 1119.4 psig en la estación de válvula soto lo cual garantiza que llegara a la planta de extracción a una presión mayor a 1010 psig, siendo este el valor mínimo requerido en la entrada al Criogénico de San Joaquín.

➤ Opción 4

TABLA 5.14
PARÁMETROS EVALUADOS EN EL ANÁLISIS HIDRÁULICO PARA LA
OPCIÓN 4 EN EL NIVEL DE 60 psig

Campos	Estación	Velocidad mezcla (pie/s)	Velocidad erosional (pie/s)	60 % Velocidad erosional (pie/s)	Caída de Presión (psig / 100 pie)
Soto-Mapiri	SEF-10	21.30	61.54	36.924	0.0003
	SED-7	19.19	74.76	44.856	0.0003
	SED-5	30.09	73.02	43.812	0.0006
	SEF-15	19.53	70.04	42.02	0.0002
	SVEF	18.80	69.99	41.99	0.0002
	EF MAP PPAL	4,32*	26.93	16.16	0.0002
33,83**		156	93.60	0.0003	
La Ceibita	L-63	12.74	57.09	34.254	0.0001
	YA-109	15.41	46	27.6	0.0001
	G-52	13.7	36.63	21.978	0.0001
	LCV-PPAL	4,18*	13.93	8.358	0.0004
		12,91**	28.13	16.878	0.0016

(*) Oleoducto del nivel de 60 psig

(**) Gasoducto del nivel de 60 psig

TABLA 5.15
PARÁMETROS EVALUADOS EN EL ANÁLISIS HIDRÁULICO PARA LA
OPCIÓN 4 EN EL NIVEL DE 250 psig

Campos	Estación	Velocidad mezcla (pie/s)	Velocidad erosional (pie/s)	60 % Velocidad erosional (pie/s)	Caída de Presión (psig / 100 pie)
Soto-Mapiri	SEF-15	13.37	47.45	28.47	0.0010
	SVEF	14.55	48.6	29.16	0.0009
	EF MAP PPAL	9,51***	71.34	42.80	0.0001
La Ceibita	L-63	11.46	56.06	33.62	0.0004
	YA-109	13.19	55.79	33.47	0.0004
	G-52	12.96	57.12	34.27	0.0006
	EF LCV-PPAL	38,02***	52.89	31.73	0.0035

(***) Gasoducto del nivel de 250 psig

Las velocidades y caídas de presiones están dentro de los límites establecidos, se origina dos oleoductos uno para manejar toda la producción del campo La Ceibita para los dos niveles y otro en la estación de flujo Mapiri Principal, La diferencia con el resto de las opciones anteriores radica en que la estación de flujo del campo La Ceibita esta cercana al centro operativo (se considera esta opción porque esta estación en la actualidad recibe toda la producción de este campo y ha sido adecuada con ciertos equipos), por tanto los diámetros no variaron tan significativamente, por otra parte la presión en este caso en la estación de flujo es un poco mayor a 85 psig (ver tabla 5.16), sin embargo se considero aceptable porque de seleccionarse el diámetro inmediatamente superior a fin de poder disminuir la presión, da como resultado una velocidad por debajo del límite inferior establecido.

TABLA 5.16
DIÁMETROS DE LAS LÍNEAS DE RECOLECCIÓN LA OPCIÓN 4 EN EL
NIVEL DE 60 psig

<i>Campo</i>	<i>Estación</i>	<i>Fluido</i>	<i>Presión en la Estación (psig)</i>	<i>Distancia al CO (km)</i>	<i>Distancia a EF (km)</i>	<i>Diámetro Nominal (in)</i>
Soto-Mapiri	SEF-10	Multifásico	72.2	1900	-	26
	SED-7	Multifásico	77.8	6.5	-	16
	SED-5	Multifásico	84.3	7.5	-	20
	SEF-15	Multifásico	80.2	-	5.63	26
	SVEF	Multifásico	82.3	-	5.05	20
	EF Mapiri PPAL	(Crudo+Agua) Gas	68.5	14.955	-	10
		15.055		-	26	
La Ceibita	L-63	Multifásico	79.7	-	8.41	26
	YA-109	Multifásico	78.9	-	4.82	26
	G-52	Multifásico	77.7	-	4.29	20
	EF LCV PPAL	(Crudo+Agua) Gas	85.9	5.31	-	16
		5.41		-	26	

TABLA 5.17
DIÁMETROS DE LAS LÍNEAS DE RECOLECCIÓN LA OPCIÓN 4 EN EL
NIVEL DE 250 psig

<i>Campo</i>	<i>Estación</i>	<i>Fluido</i>	<i>Presión en la Estación (psig)</i>	<i>Distancia al CO (km)</i>	<i>Distancia a EF (km)</i>	<i>Diámetro Nominal (in)</i>
Soto-Mapiri	SEF-15	Multifásico	278.6	-	5.63	10
	SVEF	Multifásico	278	-	5.05	12
	EF MAP PPAL	Gas	262.2	15,055	-	20
La Ceibita	L-63	Multifásico	282	-	8.41	12
	YA-109	Multifásico	275.9	-	4.82	16
	G-52	Multifásico	270.3	-	4.29	10
	LCV-PPAL	Gas	270.3	5.41	-	20

5.4 Caracterización de los equipos principales de los sistemas de recolección de cada opción propuesta.

El proceso de producción de gas y crudo dentro de los límites de batería en estudio está basado en un análisis integral de equipos involucrados para los procesos que garantizan que bajo el uso de esta nueva tecnología se están respetando los parámetros normados por los ministerios, normas PDVSA y normas internacionales y se eliminan de este forma los problemas actuales presentes en las estaciones en estudio. En toda el área mayor de oficina del Distrito Anaco no existe un proceso de producción bajo el esquema centralizado, motivo por el cual la tecnología a utilizar en los campos contemplados en este proyecto fue definida al inicio del mismo, los equipos a disponer en una estación de flujo y estaciones de recolección son los que garantizan la eliminación de los procesos dispersos que se realizan en la actualidad. En los esquemas operativos planteados básicamente los procesos fundamentales son los de recolección, separación y transmisión.

El proceso de recolección se lleva a cabo en las estaciones de recolección las cuales estarán adecuadas con equipos que permitan cumplir con las diferentes normas establecidas por los diversos organismos.

Debido a la necesidad de contabilizar el contenido de gas, crudo y agua por pozos productores en una estación para cada nivel de presión 60 psig y 250 psig y para cumplir con el requerimiento del Ministerio de Energía y Petróleo (MENPET), el cual establece que un pozo debe ser probado durante ocho (8) horas en un día una vez al mes, en las estaciones de recolección se requiere la implementación de separadores de prueba con capacidad para manejar la nueva volumetría pronosticada. Las salidas de estos separadores, tanto de gas como de líquido, son conectadas de nuevo a las líneas de producción (cabezales recolectores) en las estaciones, de manera tal que no exista desperdicio de producción.

Se caracterizaron los separadores de prueba, los cuales son iguales para todas las opciones, lo cual se debe a que todas contemplan estaciones de recolección, se tienen:



TABLA 5.18
CARACTERIZACIONES DE SEPARADORES BIFÁSICOS DE PRUEBA

Descripción	Cantidad	Tipo	Dimensiones	Boquillas de Producción		
				Entrada (in)	Salida Gas (in)	Salida de Líquido (in)
SEPARADOR BIFÁSICO (PRUEBA) Nivel 60 psig	2	Vertical	'Diámetro: 2' - 0" Longitud 10' - 12"	4	4	2
SEPARADOR BIFÁSICO (PRUEBA) Nivel 60 psig	1	Vertical	'Diámetro: 2' - 0" Longitud 11' - 6"	4	4	2
SEPARADOR BIFÁSICO (PRUEBA) Nivel 60 psig	2	Vertical	'Diámetro: 2' - 0" Longitud 9' - 6"	4	4	2
SEPARADOR BIFÁSICO (PRUEBA) Nivel 60 psig	3	Vertical	'Diámetro: 2' - 0" Longitud 10' - 6"	4	4	2
SEPARADOR BIFÁSICO (PRUEBA) Nivel 60 psig	1	Vertical	'Diámetro: 2' - 0" Longitud 8' - 12"	4	4	2
SEPARADOR BIFÁSICO (PRUEBA) Nivel 250 psig	2	Vertical	'Diámetro: 2' - 0" Longitud 8' - 11"	3	3	2
SEPARADOR BIFÁSICO (PRUEBA) Nivel 250 psig	1	Vertical	'Diámetro: 2' - 0" Longitud 8' - 12"	4	4	2
SEPARADOR BIFÁSICO (PRUEBA) Nivel 250 psig	1	Vertical	'Diámetro: 2' - 0" Longitud 11' - 8"	6	6	2
SEPARADOR BIFÁSICO (PRUEBA) Nivel 250 psig	2	Vertical	'Diámetro: 2' - 0" Longitud 11' - 2"	6	6	2



TABLA 5.19
CARACTERIZACIONES DE SEPARADORES BIFÁSICOS DE PRODUCCIÓN

Descripción	Cantidad	Tipo	Dimensiones	Boquillas de Producción		
				Entrada (in)	Salida Gas (in)	Salida de Líquido (in)
SEPARADOR BIFÁSICO (PRODUCCIÓN) Nivel 60 psig	2	Vertical	'Diámetro: 4' - 0" Longitud 17' - 3"	20	16	4
SEPARADOR BIFÁSICO (PRODUCCIÓN) Nivel 250 psig	2	Vertical	'Diámetro: 3' - 0" Longitud 13' - 5"	12	10	2
SEPARADOR BIFÁSICO (PRODUCCIÓN) Nivel 60 psig	2	Vertical	'Diámetro: 5' - 0" Longitud 21' - 10"	26	26	6
SEPARADOR BIFÁSICO (PRODUCCIÓN) Nivel 250 psig	2	Vertical	'Diámetro: 4' - 0" Longitud 16' - 9"	20	16	4

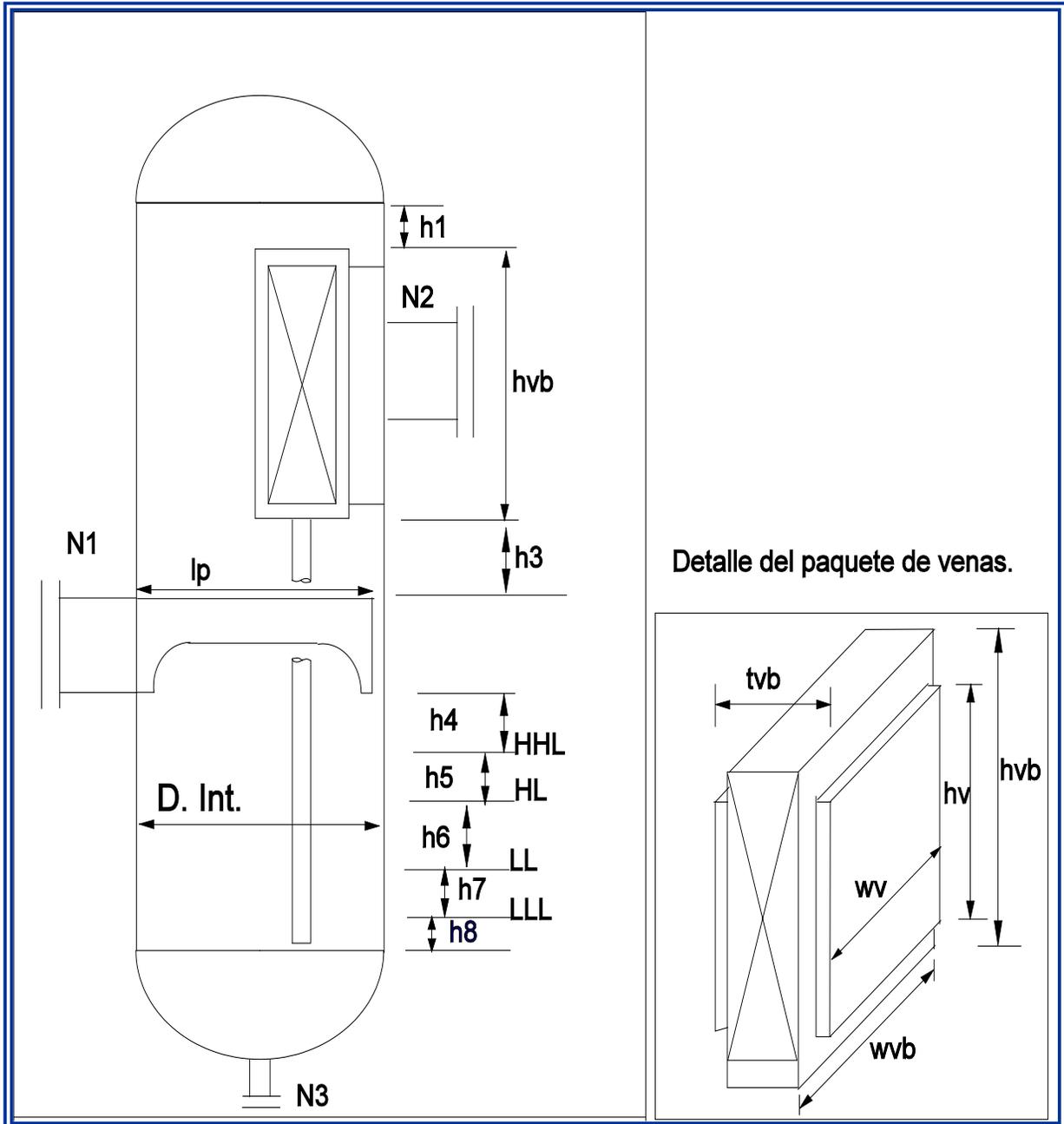


Figura 5.7 Esquema del separador diseñado con internos tipo vanes (vertical doble efecto).



En el diseño de los trenes de prueba, se tomo en cuenta la frecuencia de esa actividad por pozo, en estos campos, la cantidad de pozos en producción para el año pico no excede los 50 pozos en una estación, motivo por el cual es suficiente un separador para cada nivel en las estaciones correspondientes, se diseño para el pozo mayor productor debido a que esa es la producción tope para el separador garantizando así que todos los demás pozos tendrán un flujo menor al de diseño del equipo y podrán ser probados sin inconvenientes, la presión seleccionada es la de la línea (aguas abajo del reductor) ya que esta presión es la que define si el fluido sale libremente del separador.

Una vez realizada la prueba de pozo queda entrampado cierta cantidad de fluido en la línea de flujo, proveniente del cabezal del pozo, por lo tanto se requiere del uso de un sistema de alivio y despresurización de pozos, para que el mismo maneje además el fluido proveniente cuando se realiza mantenimiento en la estación y también pueda ser usado como alivio del tren de separadores en operación normal, por condiciones de seguridad. Este fluido será manejado en un KOD para retirar el líquido remanente; el gas que sale del mismo va a una chimenea en donde se produce el venteo o quema, según lo que establezcan las leyes y normativas, el líquido es bombeado de nuevo hacia el cabezal de recolección donde se mezcla con el fluido multifásico que va hacia el centro operativo.

Por la necesidad existente de realizar la quema de gas para el alivio correspondiente de la estaciones, se requiere un sistema de gas combustible, para que el mismo suministre el gas requerido para las purgas, pilotos de los mechurrios asociados al sistema de alivio y venteo.

Considerando que el fluido una vez producido en las estaciones debe ser transportado hasta el centro operativo, para que se lleven a cabo todos los procesos correspondientes, hasta las condiciones necesarias para ser recibido en Patio de Tanque Anaco el crudo y el gas en el criogénico de San Joaquín se requiere el uso de líneas de recolección del flujo multifásico para los dos niveles de presión nominal, las cuales van desde las estaciones de recolección hasta la el centro operativo y manejan toda la producción de la estación y fluyen por la energía natural. Las mismas fueron dimensionadas en el objetivo anterior.

Durante el transporte de los fluidos hasta el centro operativo se origina la acumulación de sólidos y líquidos entrampados en las tuberías, estos necesariamente deben ser removidos para preservar la tubería en condiciones adecuadas y libres de corrosión, para ello se utilizara herramientas de limpieza por lo tanto se requiere de la disposición de trampas de envío y recibo para a través de ellas enviar la herramienta (cochino), las cuales realizaran la limpieza e inspección de las líneas de producción que vienen de las estaciones de recolección para determinar así el estado de las tuberías y tomar posteriormente acciones correctivas cuando se requiera.

El sistema de corrida de herramientas consiste en una trampa de envío ubicada en cada una de las Estaciones, para cada una de las líneas de transferencia del fluido de producción, es decir por nivel de presión 60 psig y 250 psig y trampas de recibo a la llegada de las líneas de recolección al centro. Estas trampas contarán con tanquillas para el manejo del líquido remanente, el cual queda entrampado en las mismas después de la corrida. Las especificaciones de estas trampas son realizadas con el diámetro de la línea de recolección debido a que por allí es donde circula la herramienta y el cuerpo donde se patea la herramienta (barril) debe ser el diámetro inmediato superior (ver apéndice F).



Figura 5. 8 Trampa de envío



Figura 5. 9 Trampa de recibo

Finalmente para que en la estaciones de recolección se lleven a cabo todos los procesos correspondientes, se hace necesario recibir la producción proveniente desde los pozos, por lo tanto se requiere del arreglo de los tramos de líneas de flujo entre los pozos y la conexión con las estaciones, esto se hará mediante el uso de un sistema de válvulas multipuertos, las cuales permiten que los fluidos entren a las estaciones de recolección de manera ordenada, eliminando así la cantidad existentes de múltiples con varios cabezales. El flujo multifásico proveniente de los pozos entra a Las VMP las cuales tienen capacidad para recibir hasta siete pozos correspondientes a un mismo nivel de presión. Las mismas están conformadas por dos líneas de salida, una que va al cabezal de prueba y otra que se conecta con el cabezal de producción, donde el flujo multifásico (gas, crudo, agua) es enviado, a través de las líneas de recolección, hacia el centro operativo.

En las estaciones de flujo con pozos productores asociados, se llevarán a cabo también todos los procesos involucrados a una estación de recolección, por lo tanto se debe disponer de todos los equipos anteriormente especificados. Además se hace necesario la existencia de otros equipos por la realización de los procesos adicionales de separación, almacenamiento, bombeo, y compresión en el caso que aplique. En el caso de estudio la estación Mapiri Principal en las opciones 2 y 3 aunque es estación de flujo no se contabiliza la producción de los pozos asociados a la misma, debido a que

no esta contemplada en el PDO 2005-2024, razón por lo cual no tiene los equipos de recolección pertinentes.

En las estaciones de flujo el equipo principal lo constituye los separadores de producción (ver tabla 5.19), debido a la necesidad de realizar la separación gas-líquido, los mismos tienen la capacidad de separar el volumen producido que llega a estas estaciones. La filosofía de operación aprobada por el departamento de operaciones de producción establece que se debe tener dos separadores en operación por cada nivel trabajando al 50% de la capacidad de diseño; pero diseñado al 100 % a fin de darle mayor flexibilidad operacional al sistema. Estos separadores fueron dimensionados contemplando la unión de la volumetría de las estaciones de recolección, a fin de que el equipo tenga la capacidad de manejar la producción de gas esperada, en conjunto con la máxima producción de agua y crudo coincidente en el mismo año, con esto cuando la producción de gas disminuya en el líquido tendrá el espacio requerido si hay aumento en años posteriores (ver apéndice H) . La corriente multifásica se separa en estos equipos para cada nivel de presión 60 psig y 250 psig.

Una vez separados los fluidos el gas es transportado por energía natural hasta el destino correspondiente; es decir; entrada a compresión, el líquido total (agua + crudo) por su parte debe ser almacenado para posteriormente ser bombeado, de allí se origina el requerimiento de un tanque de almacenamiento. El líquido de salida de los separadores de 60 psig, es enviado al cabezal de entrada al tanque de almacenamiento de líquidos de la estación de flujo, el cual operará a presión atmosférica y temperatura ambiente, también entran todos los líquidos que se produzcan en la estación de flujo, por ejemplo: líquidos del KOD de los sistemas de alivio y venteo de la estación, líquidos generados en la URV, los hidrocarburos recuperados del sistema de tratamiento de efluentes (PTEL), y agua de servicios.

Los tanques constituyen otro equipo primordial en las estaciones la operación de llenado de fluido será continua, por lo tanto se propone un tanque de respaldo para efectos de mantenimiento, a fin de que siempre esté uno en operación. Las especificaciones obtenidas son las siguientes:



TABLA 5.20
CARACTERIZACIONES DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Descripción	Cantidad	Tipo	Capacidad Nominal BBL	Altura Nominal pie	Diámetro del tanque pie
ALMC. DE LÍQUIDO ^[2-3]	2	Vertical	3670	42	25
ALMC. DE LÍQUIDO ^[4]	2	Vertical	7550	60	30
ALMC. DE AGUA ^[4]	2	Vertical	2100	36	20
ALMC. DE AGUA ^[2-3]	2	Vertical	4030	48	25

[2-3] Tanques pertenecientes a las opciones 2 y 3

[4] Tanques pertenecientes a la opción 4

Estos tanques se diseñaron para la máxima producción de gas y crudo coincidente contemplada en el PDO para el mismo año; por ser este el mayor volumen a manejar estos equipos de almacenamiento de líquido, en tanto que el de almacenamiento de agua de servicio se dimensiono para la máxima producción de agua

En el tanque de almacenamiento de líquidos se originan vapores para mantener libres de aire a estos tanques por medio de una atmósfera de gas de manto, por lo tanto debe existir una unidad recuperadora de vapor (URV), de tal manera que este gas salga por el tope hacia la unidad de recuperación de vapores de la estación de flujo y convergan allí. Este sistema maneja también la despresurización de la unidad en caso de que ocurra la parada de la unidad.

Los líquidos que condensan durante la recuperación de los vapores serán transferidos hacia los tanques de la estación y de allí son enviados junto al resto de la producción al centro operativo. La implementación de este paquete es en concordancia con los reglamentos del Ministerio para no realizar emisiones de gas al ambiente, por razones de salud y seguridad.

En ciertos casos se puede originar una sobrepresión en algunos equipos por alteración de las condiciones de operación normales, los cuales por razones de seguridad cuentan con válvulas de alivio y despresurización, por lo tanto se debe disponer de un sistema de alivio y venteo/ desvió de planta para que reciba todas las descargas de las válvulas de la estación. La infraestructura de alivio y venteo esta conformada por las descargas de las válvulas del sistema de compresión (si aplica),

separación, trampas de recibo, sistema de gas combustible y las descargas de las válvulas de la unidad recuperadora de vapor (URV). Este sistema de alivio está constituido por Bombas, KOD y mechurrios.

En el caso que existe compresión en la estación (opción 3) el sistema de desvío de planta/producción, manejará el gas proveniente de los separadores de producción que va al área de compresión y deba ser desviado a este sistema, en caso de ocurrir algún problema en el área de compresión.

Debido a la existencia del paquete de alivio debe contar además la estación con un sistema de gas combustible constituidos por dos sistemas de acondicionamiento de gas combustible, en el caso que sea necesario. El primero, para gas combustible general que suministrará el gas requerido para las purgas, pilotos de los mechurrios asociados al sistema de alivio y venteo, URV y el segundo sistema de gas combustible, suministrará el gas para el accionamiento de los turbocompresores (opción 3).

Los efluentes de procesos, generados en la estación deben ser adecuados hasta los niveles permisibles para su descarga al medio ambiente, de acuerdo con las normas del ministerio de ambiente y recursos naturales (MARN), por lo tanto la estación de flujo dispondrá de un sistema donde lleguen las aguas aceitosas de las áreas de proceso y las aguas accidentalmente contaminadas (agua contra incendio, agua de lluvia por derrames accidentales de hidrocarburos) para ello se necesita un paquete de tratamiento de efluentes. En la figura 5.10 se observan los componentes básicos del paquete y la disposición final de los productos resultantes del tratamiento de efluentes.

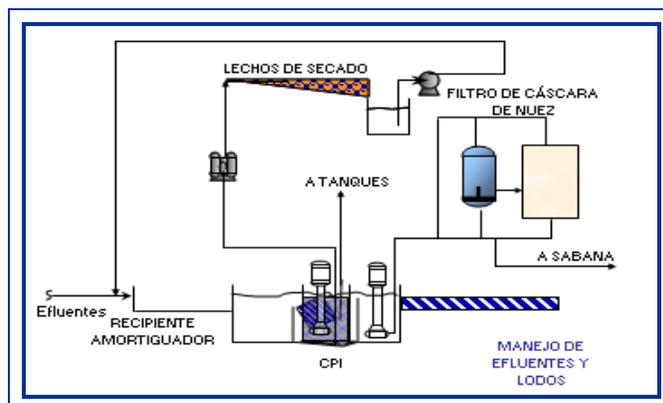


Figura 5. 10 Esquema de tratamiento de efluentes

Esta estación tiene que contemplar todos los servicios adicionales que garanticen el funcionamiento de la misma, así como la seguridad dentro de los límites geográficos, esto es posible a través de la implementación de un paquete de agua potable y sistemas de servicios auxiliares.

Por condiciones de protección en las estaciones existentes, tanto para la infraestructura como para los operarios se requiere el uso de paquete de sistema contra incendio.

Dependiendo de las opciones se requerirán mayor a menor cantidad de equipos en las estaciones, sin embargo en el concepto como tal de la tecnología a emplear no se presentan cambios, ya que los equipos a disponer son fijos en cada tipo de estación. En el apéndice E se especifica los equipos que constituyen cada paquete así como trampas de envío, trampas de recibo, válvulas multipuertos entre otros, considerando la similitud entre las opciones, se presentan estaciones de recolección y flujo y se denota la cantidad de paquetes requeridos por opción. De acuerdo al nuevo proceso a implantar se hace necesario contabilizar la mayoría de los equipos, ya que todos son los que definen el nuevo esquema de producción.

En esta investigación se contempla una estación de flujo con compresión, denominándose esto planta satélite, por tanto se debe disponer de un sistema de compresión el esquema general de compresión es el referido en la figura 5.11:

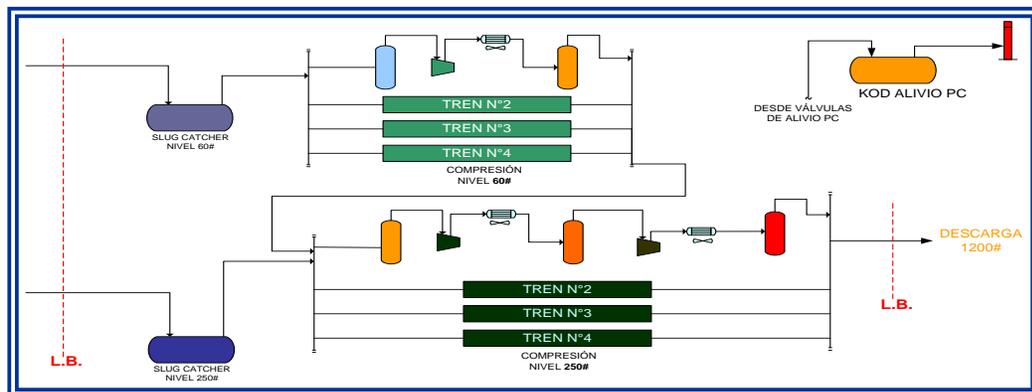


Figura 5. 11 Paquete de compresión



El sistema de Compresión en la estación de flujo esta conformado por depuradores de succión y de descarga, enfriadores, slug catcher y turbocompresores compresores. La filosofía de compresión es running spare, esto significa que los turbocompresores deben operar a la mitad de la capacidad de diseño, con lo cual se tienen siempre un respaldo para las operaciones.

Facilidades de Entrada

Las facilidades de entrada de la planta compresora de la estación de flujo están conformadas por los recipientes de entrada (tambor separador), que reciben los flujos volumétricos de gas a las presiones nominales de 60 psig y 250 psig respectivamente, la función de estos recipientes es retirar los líquidos condensados, el agua y los posibles arrastres de crudo provenientes del área de separación y almacenamiento de líquidos. Los Líquidos recogidos son enviados, mediante control de nivel, al cabezal de recolección de líquidos y de allí, a los tanques de almacenamiento. Los gases que salen de cada uno de estos equipos, se dirigen hacia el área de compresión, para así alimentar la succión de los compresores de este nivel de presión (60 psig).

Compresión de 60 psig

El gas de 60 psig proveniente de las estaciones se comprimirá en dos (2) trenes de compresión hasta 250 psig en una etapa de compresión teniéndose una potencia requerida de 2550 HP y una disponible de 4700 HP.

Compresión de 250 psig

Para el nivel de 250 psig el gas se comprimirá en dos (2) trenes de compresión hasta la presión de succión necesaria en el sistema de distribución de gas, normalmente 1200 psig. La potencia requerida es 9370 HP y la disponible es de 10300 HP.



Cabezales de Descarga

Las líneas de descarga de cada uno de los trenes se unen en un cabezal común, que a su vez se conectará a los gasoductos existentes que transportan el gas hacia la Planta de Extracción San Joaquín a la presión requerida.

Todos los equipos caracterizados, garantizan una producción segura de gas y crudo, además del cumplimiento con las normas establecidas por las diversas instituciones.

5.5 Costos de las opciones planteadas para el manejo de la producción.

El estimado de costos realizado es considerado clase V, según la Guía de Gerencia para proyectos de inversión de capital GGPIIC, este estimado se basa en una definición global a “grosso modo”, del proyecto y sus principales unidades de procesos, en la que la información disponible se limite a:

- ◆ Tamaño o capacidades propuestas
- ◆ Ubicación geográfica
- ◆ Especificación preliminar de insumos y productos

La producción de pozos petroleros para la obtención de gas y crudo es un proceso complejo que implica una serie de variables que deben ser controladas para garantizar el éxito del trabajo. Es por ello que un buen trabajo de producción es considerado como aquel que se lleve a cabo de manera completa y bajo condiciones normales, es decir en el que no se presenten situaciones de emergencia debido a problemas con equipos, daños de tuberías, problemas de contingencia y que adicionalmente, no presenten problemas mayores durante su vida útil ni precise trabajos posteriores de reparación. Sin embargo, resulta muy difícil cuantificar los costos totales, costos operativos, costos de mantenimiento de un trabajo de la industria petrolera y más de un proyecto de esta índole, ya que este es muy variante y depende de muchos factores, como se explico anteriormente. En este estudio se analiza el impacto de los costos que se tienen al inició del proyecto.

Estos costos de inversión son perfectamente cuantificables y los mismos incluyen equipos, líneas de recolección, obras civiles, mecánicas requerimientos de otras



disciplinas para la complementación del proyecto, entre otros, además están referidos a dos grandes renglones, procura y construcción.

Debido a los diferentes esquemas operativos planteados se puede decir lo siguiente: La opción 1 contempla únicamente estaciones de recolección sin gran cantidad de equipos asociados, sin embargo los diámetros de las líneas de recolección son los más grandes, esto implica mayor de costo de tubería debido a la cantidad de km a recorrer, por lo tanto se origina un aumento en los costos de construcción por las cantidades de movimiento de tierra a realizar, personal involucrado, movimiento de la contratista, entre otros, esto trae como consecuencia que la construcción de este esquema de producción sea mayor que la procura. La opción 2 por su parte contempla todas las estaciones de la primera opción más una estación de flujo, lo cual implica una opción de mayor costo, sin embargo la diferencia con la opción 1 no es muy marcada (ver tabla 5.22) esto es producto de que la construcción es más económica que la procura y existe una mediana compensación de los costos (ver tabla 5.21), ya que la misma se incrementa por la cantidad de equipos adicionales requeridos (ver apéndice G).

La opción 3 por su parte es la más costosa no solo por los equipos involucrados en la estación de flujo, los cuales son los mismos que para la opción 2, con la particularidad que se requiere la procura del paquete de compresión además la adecuación de la estación de flujo para que ocurra este proceso implica mayor costos por construcción, esto eleva completamente los costos de construcción haciéndose mucho mayor que la procura. Finalmente la opción 4 involucra mayor cantidad de equipos y si se considera que las líneas de recolección para el campo La Ceibita se mantienen de diámetros similares en las 3 opciones estudiadas, lo cual se traduce en un costo muy similar para las tuberías de recolección y un aumento en la procura por los equipos a necesitar en ambas estaciones. Todas las opciones al procurar y construir originan gastos administrativos por los trámites involucrados, de utilidad hacia la empresa contratista, estos 4 renglones deben ser trabajados considerando una contingencia a fin de poder suplir los gastos no contemplados en el estimación que se

Presenten. A continuación se presentan los costos de procura y construcción para cada opción:

TABLA 5.21
COSTOS DE PROCURA Y CONSTRUCCIÓN DE LAS
OPCIONES PROPUESTAS

Opción	Renglón	
	Procura (MMMBS)	Construcción (MMMBS)
1	336,461,796,169	341,677,899,713
2	345,795,083,003	341,305,653,479
3	359,023,933,003	400,007,548,537
4	351,845,091,503	342,956,103,504

TABLA 5.22
COSTOS DE INVERSIÓN INICIAL DE LAS
OPCIONES PROPUESTAS

Opciones	Inversión Inicial (MMMBS)
1	1.074
2	1.088
3	1.202
4	1.100

En pro de dar una visión del impacto económico y beneficios obtenidos por este proyecto se considera, que los beneficios del desarrollo de un proyecto que en la realidad implique un proceso de producción de gas y crudo deben ser como mínimo igual a la inversión realizada en los primeros años. Los costos generados de manera imprevista, por problemas que se presenten en las plantas, estaciones, tuberías y otros más asociados, se toman en cuenta como parte de los costos generados por ese servicio de producción.

Al aumentar el costo de la inversión requerida para llevar a cabo el trabajo, el beneficio obtenido se hace menor; sin embargo, si con esto se logra reducir al mínimo

los costos imprevistos, entonces el beneficio puede aumentar, equilibrándose con la inversión. Si por el contrario los costos imprevistos se hacen muy grandes, el beneficio sufre un decremento.

5.6 Selección del esquema operativo más factible en función de los resultados de la simulación y estimado de costo.

Para realizar la selección se empleó una matriz de selección de opciones, ya que a través de ésta se puede asignar una puntuación a cada factor según su relevancia en la investigación. En función de los resultados de las simulaciones y estimados de costos realizados, se constató que aunque los sistemas de recolección se modifiquen al cambiar una estación de recolección por una de flujo existe la variación en cuanto a precios y diámetros no es muy marcada, únicamente donde hay compresión los costos se elevan, por lo tanto se necesita medir el impacto que estos sistemas tienen en distintos ámbitos. Se utilizaron dos escalas: del 1 al 10 para la asignación del peso relativo de las variables que se definió mediante la metodología de confrontar todas las variables entre sí y del 1 al 5 para la puntuación individual de cada opción. En este estudio el impacto ambiental obtuvo el puntaje mayor puntaje (10) ya que se considero la afectación al medio ambiente durante la instalación del sistema y cada vez que se realice mantenimiento. A los demás factores se les dio una ponderación acorde a la factibilidad de los mismos para ser manipulados y al papel que juegan dentro del proceso de de producción, de este modo el factor de seguridad y riesgos se le asignaron 9 puntos porque contempla el nivel de seguridad ofrecido por cada opción. Esta variable evalúa también el nivel de riesgo de accidentes en cada una de las opciones, además se considera el personal operador y las zonas aledañas a la infraestructura (comunidad). La afectación de la producción fue evaluada por el impacto de la implementación de cada opción sobre la continuidad operacional y la capacidad de disminuir o eliminar el diferimiento de producción, lo cual se traduce en pérdidas, siendo la ponderación del mismo 7 puntos.

La mantenibilidad por su parte, se relaciona con la frecuencia requerida para verificar o realizar los correctivos necesarios para garantizar la vida útil de la instalación asignándosele un puntaje de 6.



Los costos de inversión inicial están referidos al costo comparativo de las opciones, considerando los materiales necesarios para la construcción y adquisición del sistema (Procura / Construcción) este factor está asociado directamente a la infraestructura requerida por los esquemas de recolección (estaciones de flujo/descarga), labor de constructibilidad, labor de mantenimiento. La puntuación asignada fue de 3 puntos.

En el último renglón se ubicó la construcción que contempla la evaluación de las opciones que presenten la mayor facilidad y flexibilidad para la construcción e instalación de los equipos teniendo una puntuación de 2 puntos.

A cada una de las opciones planteadas se le definen las debilidades y fortalezas desde el punto de vista de todas las variables consideradas en la evaluación. Primeramente se realiza una evaluación cualitativa para determinar la influencia de la variable en la misma considerando como se afecta la producción global y la corporación, finalmente se traduce esta evaluación de acuerdo al grado de importancia de forma cuantitativa para cada una de las variables con escala del 1 al 5 considerando mayor puntaje en la opción que presente mejores condiciones o facilidades para la aplicación de la variable.

Como se puede observar en la matriz de selección de opciones la opción 1, es la más viable desde el punto de vista técnico económico.

Las opciones propuestas para manejar la producción de los 2 campos hasta un centro operativo común es favorecida en comparación con las opciones de ubicación de una estación de flujo en un campo, contemplando adicionalmente que exista compresión en esta estación y finalmente que la opción que contempla la existencia de dos estaciones de flujo, debido a los mayores costos de inversión inicial y a la mayor complejidad por los procesos involucrados que se tiene. La opción 1, representa menores costos asociados y la concentración completa de todos los procesos en un solo sitio. El esquema centralizado con estaciones de recolección y un centro operativo, requiere menor labor de mantenimiento y operaciones que el resto de las opciones.

CONCLUSIONES

Del estudio realizado y el análisis de resultados se obtuvieron las siguientes conclusiones:

1. La producción de los campos Soto-Mapiri-La Ceibita, se encuentra limitada por la infraestructura actual referente a oleoductos y compresión.
2. La capacidad de los equipos existentes en las estaciones de los campos, no es suficiente para el manejo de los nuevos volúmenes de producción estimados en el portafolio de oportunidades 2005-2024.
3. Físicamente la parcela seleccionada para la implantación del centro operativo cumple con todos los criterios físico-naturales, socioeconómicos y técnicos.
4. Los resultados de los diámetros de las líneas de recolección, son cotejados con los criterios de velocidad erosional y caída de presión.
5. Los diámetros para las líneas de recolección de la opción 1 del campo Soto-Mapiri en el nivel de 60 psig son los siguientes: para la estación SVEF, una tubería de 20 pulgadas, para la estación SEF-15, una tubería de 26 pulgadas, para la estación SED-7, una tubería de 16 pulgadas, para la estación SED-5, una tubería de 20 pulgadas y para la estación SEF-10, una tubería de 26 pulgadas, con lo cual se garantiza que se puede manejar el flujo de cada una de las estaciones y no sobrepasar la presión máxima requerida en las mismas.
6. Los diámetros para las líneas de recolección de la opción 1 del campo Soto-Mapiri en el nivel de 250 psig son los siguientes: para la estación SVEF, una tubería de 16 pulgadas y para la Estación SEF-15, una tubería de 12 pulgadas.

7. En la todas las Opciones, el máximo flujo de gas y líquido esperado por pozo de acuerdo al reporte de pruebas de producción de los campos Soto-Mapiri-La Ceibita y considerando un 20% adicional en los flujos debe ser manejado con el separadores de prueba nuevos.
8. Los separadores de producción del campo La Ceibita en el nivel de 60 psig, fueron diseñados para manejar un flujo de gas de 108 MMPCSGD y un flujo de líquido de 6830 BPD, considerando el flujo máximo de gas, crudo y agua coincidente en el mismo año contemplado en el PDO 2005-2024 y un 20% de sobrediseño.
9. La opción de manejo de fluido multifásico desde todas las estaciones hasta el centro operativo (opción 1), contempla costos de construcción mayores a los costos de procura, por la cantidad de kilómetros a recorrer con tuberías de grandes diámetros.
10. La opción que contempla compresión del gas en una estación de flujo es la más costosa, debido a la procura y posterior adecuación en cuanto a infraestructura para la instalación del paquete de compresión.
11. De acuerdo con la matriz de selección de opciones, la opción con mayor puntuación para el esquema de manejo de la producción en los campos desde el punto de vista de seguridad y riesgo, costos de inversión, mantenibilidad, constructibilidad, afectación de la producción y afectación al ambiente es la opción de manejo de fluido multifásico desde todas las estaciones hasta el centro operativo, con un puntaje de 162.

RECOMENDACIONES

1. Realizar un análisis integral de todo el sistema conformado por las estaciones y el centro operativo para establecer la factibilidad y viabilidad del proyecto.
2. Realizar el levantamiento topográfico para así obtener las progresivas de las tuberías en el ruteo propuesto y determinar las condiciones reales del terreno de las áreas estudiadas.
3. Realizar el estudio de detección de metales de las áreas contempladas para tener una planimetría más exacta sobre corredores de tuberías con masas enterradas de cada una de las zonas estudiadas.
4. Realizar estudio de impacto ambiental, con el fin de determinar la afectación del área donde se construirá el Centro Operativo Soto-Mapiri-La Ceibita las estaciones de recolección y las estaciones de flujo.
5. Caracterizar las corrientes de las estaciones SEF-15 y G-52, a fin de obtener las composiciones respectivas para el nivel de 250 psig.
6. Buscar alternativas para disminuir los costos de la opción seleccionada, como por ejemplo la automatización de válvulas multipuertos ya adecuadas en algunas estaciones del campo La Ceibita, a fin de lograr una disminución de los costos de procura.

APÉNDICE A
LEVANTAMIENTO FÍSICO DE INFORMACIÓN

TABLA A.1
MÚLTIPLES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SEF-10

Características	Nº . 1	Nº . 2	Nº . 3	Nº . 4	Nº . 5
Identificación	PG 60 psi	PBA 60 psi	PG 250 psi	PG 250 psi	PBA 250 psi
Nº Cabezales	1	1	1	1	1
Nº Secciones	2	2	2	2	2
Diámetro de Cabezal	6"	6"	6"	6"	6"
Nº Puestos	22	22	22	22	22
Nº Válvulas	44	22	44	22	22
Diámetro de Válvulas	3"	3"	3"	3"	3"
Estado	Activo	Activo	Inactivo	Inactivo	Inactivo

TABLA A.2
TANQUES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SEF-10

Características	Nº . 1	Nº . 2	Nº . 3	Nº . 4	Nº . 5
Servicio	Almac. Crudo	Almac. Crudo		Almac. Líquido	Almac. Crudo
Diámetro del Tanque					
Altura del Tanque	6 m	6 m	6 m	6 m	
Capacidad del Tanque	5000 BLS	5000		5000	2000 BLS
Tipo de Unión	Roscada	Soldada	Soldada		
Estado Operacional	Activo	Inactivo	Inactivo	Activo	Activo



TABLA A.3
SEPARADORES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SEF-10

Características	Nº . 1	Nº . 2	Nº . 3	Nº . 4	Nº . 5	Nº . 6	Nº . 7
Nivel de Presión	1000 psi	1000 psi	60 psi	60 psi	250 psi	60 psi	250 psi
Serial PDVSA	E.1103	E.1100	E.772	E.794	E.763	E.793	E.235
Serial Fabricante		7011	23696	24805	23689	24804	12334
Nota de Identificación	SUCIO 1000	PBA 1000	LIMPIO 60	LIMPIO 60	PBA 60-250	SUCIO 60	SUCIO 250
Tipo	Vertical	Vertical	Vertical	Vertical	Vertical	Vertical	Vertical
Dimensiones	36" * 10'	36" * 10'	48" * 10'	48" * 12'	48" * 10'	48" * 12'	48" * 13'
Boquilla de Entrada	4"	4"	6"	6"	6"	6"	6"
Boquilla Salida Gas	4"	4"	6"	6"	6"	6"	6"
Boquilla Salida Líquido	3"	3"	4"	6"	4"	6"	4"
Línea de Entrada	4"	4"	6"	6"	6"	6"	6"
Línea de Salida Gas	4"	4"	6"	6"	4"	6"	6"
Cabezal de Salida	4"	4"	6"	6"	6"	6"	6"
Cap. Gas (MMPCSD)	35.1	35.1	24	16.5	24	16.5	34
Cap. por Boq. (MMPCSD)	18	18	3	3	10	3	10
Cap. De Líquido (BPD)	4710	4710	6400	5500	6400	5500	24000
Presión de Operación				68 psi			
Presión de Trabajo (W. P)			250 psi	68 psi	68 psi	125 psi	250 psi
Presión de Diseño (W. P)	1440 psi	1440 psi					
Shell Thickness (in)	1, 1/2"	1, 1/2"	9/16"	1/4"	9/16"	1/4"	9/16"
Head Thickness (in)	1, 1/2"	1, 1/2"	0.526"	3/8"	0.526"	3/8"	3/4"
Observaciones	Inactivo	Inactivo	Inactivo	Activo	Activo	Inactivo	Inactivo



TABLA A.4
MULTIPLES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SED-7

Características	Nº . 1	Nº . 2	Nº . 3	Nº . 4	Nº . 5
Identificación	PG 1000 psi	PBA 1000 psi	PG 60 psi	PBA 60- 250 psi	PG 250 psi
Nº Cabezales	1	1	1	1	1
Nº Secciones	2/cabezal	2/cabezal	2/cabezal	2/cabezal	2/cabezal
Diámetro de Cabezal	4"	4"	6"	6"	6"
Nº Puestos	11	11	15	15	15
Nº Válvulas	22	22	60	60	60
Diámetro de Válvulas	2"	2"	2"	2"	2"
Estado	Inactivo	Inactivo	Activo	Activo	Inactivo

TABLA A.5
TANQUES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SED-7

Características	Nº . 1	Nº . 2	Nº . 3	Nº . 4	Nº . 5
Servicio	Almac. de Crudo	Almac. de Crudo	Almac. de Crudo	Almac. de Agua Salada	Almac. de Agua Salada
Diámetro del Tanque	42'	42'	42'	8'	12'
Altura del Tanque	24'	24'	24'	32'	16'
Capacidad del Tanque	1500 BLS	10000	10000	500 BLS	500 BLS
Estado Operacional	Activo	Inactivo	Inactivo	Inactivo	Activo



TABLA A.6
TRATADORES TÉRMICOS EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SED-7

Características	Nº 1	Nº 2
Serial PDVSA	E-1048	-
Dimensiones DI (Pulg) x LT/T(Pie)	10'x 27'-6"	10'x 27'-6"
Presión de Trabajo psig	40	40
Capacidad de Liquido BBL	3000	3000
Observación	Inactivo	Activo

TABLA A.7
SEPARADORES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SED-7

Características	Nº . 1	Nº . 2	Nº . 3	Nº . 4
Nivel de Presión	60 psi	60 psi	60 psi	250 psi
Serial PDVSA	E.461	E.405	E.402	E.390
Serial Fabricante		H-4000	H-3997	H-3151
Nota de Identificación	LIMPIO 60	PBA 60	SUCIO 60	SUCIO 250
Tipo	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal
Dimensiones	36" * 10'	36" * 10' * 106 #	36" * 10' * 106 #	36" * 10' * 250 #
Boquilla de Entrada	6"	6"	6"	6"
Boquilla Salida Gas	6"	6"	6"	6"
Boquilla Salida Liquido	4"	4"	4"	4"
Línea de Entrada	6"	4"	6"	6"
Línea de Salida Gas	6"-4"-6"	4"	6"	6"-4"-6"
Cabezal de Salida	6"	4"	6"	6"
Cap. Gas (MMPCSD)	13	13	13	26
Cap. por Boq. (MMPCSD)	3	3	3	10
Cap. De Líquido (BPD)	10000	10000	10000	10000
Presión de Operación			90 psi	
Presión de Trabajo (W. P)		106 psi	106 psi	250 psi
Shell Thickness (in)		3/16"	3/16"	7/ 16"
Head Thickness (in)		5/16"	5/16"	5/8"
Observaciones	Inactivo	Activo	Activo	Inactivo



TABLA A.8
MULTIPLES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SED-5

Características	Nº . 1	Nº. 2	Nº. 3	Nº. 4	Nº. 5
Identificación	PG 60 psi	PG 60 psi	PG 60 psi	PBA 60- 250 psi	PG 250 psi
Nº Cabezales	1	1	1	1	1
Nº Secciones					
Diámetro de Cabezal	6"	6"	6"	6"	6"
Nº Puestos	30	30	30	30	30
Nº Válvulas	90	30	30	30	30
Diámetro de Válvulas	3"	3"	3"	3"	3"
Estado	Activo	Inactivo	Inactivo	Activo	Activo

TABLA A.9
TANQUES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SED-5

Características	Nº . 1	Nº . 2	Nº . 3
Servicio	Almac. de Agua Salada	Almac. de Agua Salada	Almac. de Agua Salada
Diámetro del Tanque	36'	24'	12'
Altura del Tanque	24'	24'	16'
Capacidad del Tanque	5000 BLS	1500 BLS	500 BLS
Estado Operacional	Activo	Activo	Inactivo



TABLA A.10
TRATADORES TÉRMICOS EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SED-5

Características	Nº 1	Nº 2
Dimensiones DI (Pulg) x LT/T(Pie)	10'x 27'-6"	10'x 27'-6"
Presión de Trabajo psig	40	40
Capacidad de Liquido BBL	3000	3000
Observación	Inactivo	Inactivo



TABLA A.11
SEPARADORES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SED-5

Características	Nº . 1	Nº . 2	Nº . 3	Nº . 4	Nº . 5	Nº . 6	Nº . 7
Nivel de Presión	250 psi	60 psi	60 psi	60 psi	60 psi	60 psi	250 psi
Serial PDVSA	E.250	E.625		E.552		E.43	
Serial Fabricante	H-4265	H-2531	H-2380	H-2386	H-2373	H-3208	H-2519
Nota de Identificación	SUCIO 60	SUCIO 60	PBA 60	SUCIO 60	SUCIO 60	LIMPIO 60	LIMPIO 60
Tipo	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal	H-2B
Boquilla de Entrada	6"	6"	6"	6"	6"	6"	6"
Boquilla Salida Gas	6"	6"	6"	6"	6"	6"	6"
Boquilla Salida Líquido	4"	4"	4"	4"	4"	4"	4"
Línea de Entrada	6"	6"	4"	6"	6"	6"	
Línea de Salida Gas	4"	4"- 6"	4"	6"	6"	6"	
Cabezal de Salida	6"	6"	6"	6"	6"	6"	
Cap. Gas (MMPCSD)	26	13	13	13	26	13	26
Cap. por Boq. (MMPCSD)	10	3	3	3	3	3	10
Cap. De Líquido (BPD)	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000
Presión de Operación				80 psig			
Presión de Trabajo (W. P)	250 psi	106 psi	106 psi	106 psi	250 psi	106 psi	250 psi
Shell Thickness (in)	7/16"	3/16"		3/16"	1/ 2"	3/16"	1/ 2"
Head Thickness (in)	5/8"	5/16"			5/8"	5/16"	5/8"
Observaciones	Inactivo	Inactivo	Activo/Prueba	Activo	Inactivo	Inactivo	Desconectado



TABLA A.12
MULTIPLES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SEF-15

Características	Nº . 1	Nº. 2	Nº. 3	Nº. 4	Nº. 5
Identificación	PG 60 psi	PBA 60 psi	PG 250 psi	PG 250 psi	PBA 250 psi
Nº Cabezales	1	1	1	1	1
Nº Secciones	3/cabezal	3/cabezal	3/cabezal	3/cabezal	3/cabezal
Diámetro de Cabezal	12"	12"	6"	6"	6"
Nº Puestos	22	30	30	30	30
Nº Válvulas	44	30	30	30	30
Diámetro de Válvulas	3"	3"	3"	3"	3"
Estado	Activo	Activo	Inactivo	Inactivo	Inactivo

TABLA A.13
TANQUES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SEF-15

Características	Nº . 1	Nº . 2	Nº . 3	Nº . 4	Nº . 5	Nº . 5	Nº . 6
Servicio	Almac. Crudo	Almac. Crudo	Almac. Crudo	Almac. Crudo	Almac. Crudo	Almac. Crudo	Almac. PBA
Diámetro del Tanque							
Altura del Tanque	6 m	6 m	6 m	4 m	7.31 m	7.31 m	
Capacidad del Tanque	5000 BLS	5000	1000	800 BLS	10000	10000	1500 BLS
Estado Operacional	Inactivo	Inactivo	Inactivo	Inactivo	Inactivo	Activo	Activo



TABLA A.14
TRATADORES TÉRMICOS EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SEF-15

Características	Nº 1	Nº 2
Dimensiones DI (Pulg) x LT/T(Pie)	10'x 27'-6"	10'x 27'-6"
Presión de Trabajo psig	40	40
Capacidad de Liquido BBL	3000	3000
Observación	Inactivo	Inactivo



TABLA A.15
SEPARADORES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SEF-15

Características	Nº . 1	Nº . 2	Nº . 3	Nº . 4	Nº . 5	Nº . 6
Nivel de Presión	250 psi	60 psi	60 psi	60 psi	250 psi	500 psi
Serial PDVSA	E.481		E.248			E.479
Serial Fabricante	H-5425	H-1465	H-989	H-2062	H-2050	H-5434
Nota de Identificación	SUCIO 250	SUCIO 60	PBA 60	LIMPIO 60	SUCIO 250	SUCIO 500
Tipo	Horizontal	Vertical	Vertical	Horizontal	Horizontal	Horizontal
Dimensiones	36" * 20'	48" * 12'	36" * 10'	36" * 10'	36" * 10'	36" * 10'
Boquilla de Entrada	4"	6"	4"	6"	6"	4"
Boquilla Salida Gas	4"	6"	4"	6"	6"	4"
Boquilla Salida Liquido	4"	4"	4"	4"	4"	4"
Línea de Entrada	6"	6"	6"-4"	6"	6" -8-6"	6"
Línea de Salida Gas	4"	6"	4" -6" -4"	6"	6"	6"
Cabezal de Salida	6"	10"	10"	10"	Enterrado	Enterrado
Cap. Gas (MMPCSD)	7	24	15	13	26	
Cap. por Boq. (MMPCSD)	1.3	3	1.2	3	3	1.2
Cap. De Líquido (BPD)	5500	10000	7500	10000	10000	
Presión de Operación	150 psi			150 psi	60 psi	
Presión de Trabajo (W. P)	500 psi	106 psi	106 psi	106 psi		500 psi
Shell Thickness (in)	0.756"	1/ 4"	3/16"	1/ 4"	1/ 2"	0.756"
Head Thickness (in)	3/ 4"	3/ 8"	1/ 4"	5/16"	5/8"	3/ 4"
Observaciones	Activo / 60 #	Inactivo	Activo	Activo	Activo/ Cascada Nº4	Inactivo



TABLA A.16
MULTIPLES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SVEF

Características	Nº . 1	Nº. 2	Nº. 3	Nº. 4	Nº. 5
Identificación	PG 60 psi	PG 250 psi	PBA 60- 250 psi	S/I	S/I
Nº Cabezales	1	1	1	1	1
Nº Secciones	2/cabezal	2/cabezal	2/cabezal	1/cabezal	1/cabezal
Diámetro de Cabezal	6"	6"	6"	6"	6"
Nº Puestos	20	20	20	6	6
Nº Válvulas	40	20	20	6	6
Diámetro de Válvulas	3"	3"	3"	3"	3"
Estado	Activo	Activo	Activo	Inactivo	Inactivo

TABLA A.17
TANQUES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SVEF

Características	Nº . 1	Nº . 2
Servicio	Almac. de Crudo	Almac. de Crudo
Diámetro del Tanque	36'	22'
Altura del Tanque	24'	24'
Capacidad del Tanque	5000 BLS	1500
Estado Operacional	Activo	Inactivo / Reparación



TABLA A.18
SEPARADORES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SVEF

Características	Nº . 1	Nº . 2	Nº . 3	Nº . 4	Nº . 5
Nivel de Presión	60-250psi	60 psi	60 psi	60 psi	800 psi
Serial PDVSA	SMO-276-165	SVO-276-65		SMO-276-186	E.660
Serial Fabricante	53383	44524	X-4495	49265	H-7936
Nota de Identificación	Prueba 60		SEP 250	SUCIO 80	SEP PG 800
Tipo	Horizontal	Horizontal	Vertical	Horizontal	Horizontal
Dimensiones	3' * 10'	36" * 15'	54" * 15	3' * 10'	24" * 15" * 1000#
Boquilla de Entrada	4"	4"	6"	4"	4"
Boquilla Salida Gas	4"	4"	6"	4"	4"
Boquilla Salida Líquido	4"	2"	3"	4"	2"
Línea de Entrada	4"		6"	6"	
Línea de Salida Gas	4"		6"- 4"	4"	
Cabezal de Salida	6"		6"	6"	
Cap. Gas (MMPCSD)	5	10	22	5	30
Cap. por Boq. (MMPCSD)	1,3	4	3	1,3	15
Cap. De Líquido (BPD)	2800	8000	6000	2800	4000
Presión de Operación				140 psi	
Presión de Trabajo (W. P)	300 psi	300 psi		300 psi	1000 psi
Máx. P. de Trabajo	300 psi		250 psi		
Shell Thickness (in)			1/ 2"		1"&0,937
Head Thickness (in)			0,446"		15/16"
Observaciones	Activo/ PBA 60- 250 #	Desmantelado	Inactivo	Activo	Desmantelado

TABLA A.19
SEPARADORES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN SVEF (CONTINUACIÓN)

Características	Nº . 6	Nº . 7	Nº . 8	Nº . 9
Nivel de Presión	800 psi	800 psi	60 psi	250 psi
Serial PDVSA		E.664	SVO-276-85	
Serial Fabricante	422308	H-7973	S-21163	H-2519
Nota de Identificación	SEP PG 800	PBA-800		PG-250
Tipo	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal
Dimensiones	16" * 10'	20"*10' * 1000 #	30" * 10'	
Boquilla de Entrada	2"	2"	4"	
Boquilla Salida Gas	2"	2"	4"	
Boquilla Salida Líquido	2"	2"	4"	
Línea de Entrada	3"-2"			
Línea de Salida Gas	2"			
Cap. Gas (MMPCSD)	22,8		9	
Cap. por Boq. (MMPCSD)	3	3	1,2	
Cap. De Líquido (BPD)	3000		7000	
Presión de Operación	600 psi			270 psi
Presión de Trabajo (W. P)	2000 psi	1000 psi	125 psi	
Shell Thickness (in)		0,812"		
Head Thickness (in)		3/ 4"		
Observaciones	Gas Lift	Desmantelado	Desmantelado	Activo / Nuevo



TABLA A.20
MÚLTIPLES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN MAPIRI PRINCIPAL

Características	Nº 1
Identificación	PG Y PBA 60-250#
Nº Cabezales	4
Nº Secciones	
Diámetro de Cabezal	6"
Nº de Puestos	10
Nº de Válvulas	
Diámetro Válvulas	
Observación	Desmantelados

TABLA A.21
TANQUES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN MAPIRI PRINCIPAL

Características	Nº . 1	Nº . 2	Nº . 3
Servicio	Almac. de Crudo	Almac. de Crudo	Almac. de Agua Salada
Diámetro del Tanque	36'	36'	
Altura del Tanque	24'	24'	
Capacidad del Tanque	5000 BLS	5000 BLS	2000 BLS
Estado Operacional	Activo	Activo	Activo



TABLA A.22

TRATADORES TÉRMICOS EXISTENTES EN LA ESTACIÓN MAPIRI PRINCIPAL

Características	Nº 1	Nº 2
Dimensiones DI (Pulg) x LT/T(Pie)	10'x 27'-6"	10'x 27'-6"
Presión de Trabajo psig	40	40
Capacidad de Liquido BBL	3000	-
Observación	Activo	Inactivo



TABLA A.23
SEPARADORES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN MAPIRI PRINCIPAL

Características	Nº . 1	Nº . 2	Nº . 3	Nº . 4	Nº . 5
Nivel de Presión	250 psi	250 psi	60 psi	60 psi	250 psi
Serial PDVSA					
Serial Fabricante	49256	49255	53378	53379	S-24360
Nota de Identificación	SEP PBA	SEP 250	SEP BAJA		
Tipo	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal
Dimensiones	3' * 10'	3' * 10'	3' * 10'	3' * 10'	3' * 10'
Boquilla de Entrada	4"	4"	4"	4"	4"
Boquilla Salida Gas	4"	4"	4"	4"	4"
Boquilla Salida Liquido	4"	4"	4"	4"	4"
Línea de Entrada	6"	6"	6"	6"	6"
Línea de Salida Gas	4"	4"	4"	4"	6"
Cabezal de Salida					
Cap. Gas (MMPCSD)			13	13	
Cap. por Boq. (MMPCSD)					
Cap. De Líquido (BPD)			10000	10000	
Presión de Operación		270 psi			
Presión de Trabajo (W. P)	300 psi	300 psi	125 psi	125 psi	125 psi
Máx. P. de Trabajo	300 psi	300 psi			
Shell Thickness (in)					
Observaciones	Activo/ Cascada a 60# PG	Activo	Inactivo	Inactivo	Inactivo



TABLA A.24
MULTIPLES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN L-63

Características	Nº 1	Nº 2	Nº 3	Nº 4	Nº 5	Nº 6	Nº 7	Nº 8	Nº 9	Nº 10
Nivel de Presión	1200 psi	1200 psi	600 psi	600 psi	250 psi	250 psi	250 psi	250 psi	100 psi	100 psi
Identificación	PG	PBA	PG y PBA	PG	PG	PBA	PG	PG	PG	PBA
Diámetro de Cabezal	6"	6"	6"	6"	6"	6"	6"	6"	6"	6"
Nº de Puestos	5	5	8	8	20	20	20	20	20	20

TABLA A.25
VÁLVULAS MULTIPUERTOS EXISTNTES EN LA ESTACIÓN L-63

Válvulas Multipuertos	Nivel de Presión	Función	Número de Puestos
1	60	Producción y Prueba	7
1	250	Producción y Prueba	7



TABLA A.26
TANQUES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN L-63

Características	Nº . 1	Nº . 2
Servicio	Almac. de Crudo	Almac. de PBA
Diámetro del Tanque	36'	36'
Altura del Tanque	24'	24'
Capacidad del Tanque	5000 BLS	5000 BLS
Estado Operacional	Activo	Activo



TABLA A.27
SEPARADORES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN L-63

Características	Nº . 1	Nº . 2	Nº . 3	Nº . 4	Nº . 5
Nivel de Presión	1500 psi	1500 psi	450 psi	450 psi	480 psi
Serial PDVSA					
Serial Fabricante	422718	422719	422720	16850	49311
Nota de Identificación	PG	PBA	PG	PBA	PG
Tipo	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal Doble	Horizontal Doble
Dimensiones	30" * 15'	30" * 15'	36" * 15'	16" * 10'	30" * 10'
Boquilla de Entrada	6"	6"	6"	6"	6"
Boquilla Salida Gas	4"	4"	4"	6"	6"
Boquilla Salida Líquido	2"	2"	2"	2"	2"
Línea de Entrada	6"	6"	6"	6"	6"
Línea de Salida Gas	4"	6"	4"	4"	4"
Línea de Salida Líquido					
Cabezal de Salida	6"	6"	4"	4"	4"
Cap. Gas (MMPCSD)	19	19	28	4	8
Cap. De Líquido (BPD)	3000	3000	3000	800	2500
Presión de Trabajo (W. T)	1650	1650	750	2502	961
Presión de Diseño					
Cap. de Gas/ Boq (MMPCSD)	19	19	20	4	8
Shell Thickness (in)					
Head Thickness (in)					
Observaciones	Inactivo	Inactivo	Inactivo	Inactivo	Inactivo

TABLA A.28
SEPARADORES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN L-63 (CONTINUACIÓN)

Características	Nº . 6	Nº . 7	Nº . 8	Nº . 9	Nº . 10
Nivel de Presión	60 psi	60 psi	60 psi	60 psi	60 psi
Serial PDVSA					
Serial Fabricante	422715	49758	49757	S-24364	S-24363
Nota de Identificación	PG	PBA	PG	PBA	PG
Tipo	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal
Dimensiones	30" * 15'	30" * 15'	36" * 15'	16" * 10'	30" * 10'
Boquilla de Entrada	6"	4"	4"	4"	4"
Boquilla Salida Gas	3"	4"	4"	4"	4"
Boquilla Salida Líquido	2"	4"	4"	4"	3"
Línea de Entrada	6"	6"	6"	6"	6"
Línea de Salida Gas	2"	4"	4"	4"	4"
Línea de Salida Líquido					
Cabezal de Salida	4"	4"	4"	4"	4"
Cap. Gas (MMPCSD)	5	5.5	5.5	5.5	5.5
Cap. De Líquido (BPD)	3000	3000	3000	3000	3000
Presión de Trabajo (W. T)	275	250	250	100	100
Máx. P. de Trabajo					
Cap. de Gas/ Boq (MMPCSD)	2.5	1.2	1.2	1.2	1.2
Shell Thickness (in)	3/ 16"	3/ 16"	3/ 16"	3/ 16"	3/ 16"
Head Thickness (in)	5/ 162	5/ 162	5/ 162	5/ 162	5/ 162
Observaciones	Inactivo	Activo/ PBA 60-250 psi	Activo/ PG-250 psi	Activo/ PG-60 psi	Repotenciado /PBA 60psi



TABLA A.29
MÚLTIPLES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN YA-109

Características	Nº 1	Nº 2	Nº 3
Nivel de Presión	250 psi	650 psi	650 psi
Identificación	PG Y PBA	PG Y PBA	PG Y PBA
Diámetro de Cabezal	8"	8"	8"
Nº de Puestos	6 PG, 1 PBA	6 PG, 1 PBA	6 PG, 1 PBA
Observaciones	Activo	Inactivo	Inactivo

TABLA A.30
VÁLVULAS MULTIPUERTOS EXISTENTES EN LA ESTACIÓN YA-109

Válvulas Multipuertos	Nivel de Presión	Función	Número de Puestos
1	60	Producción y Prueba	7
1	250	Producción y Prueba	7



TABLA A.31
SEPARADORES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN YA-109

Características	Nº . 1	Nº . 2	Nº . 3	Nº . 4
Nivel de Presión	250 psi	250 psi	450 psi	450 psi
Serial PDVSA	V-207	V-206	V-205	7701-S-041
Serial Fabricante	422716	422717	422712	422688
Nota de Identificación	PBA-250	PBA-250	PG-450	PG
Tipo	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal
Dimensiones	30" * 10'	30" * 15'	30" * 15'	36" * 20'
Boquilla de Entrada	6"	4"	6"	8"
Boquilla Salida Gas	2"	4"	4"	8"
Boquilla Salida Líquido	4"	3"	3"	4"
Línea de Entrada	6"	4"	No Tiene	8"
Línea de Salida Gas	2"	4"	4"	8"
Línea de Salida Líquido	4"	3"	3"	4"
Cabezal de Salida	6"	6"	No Conec	6"
Cap. Gas (MMPCSD)	6	12	12	30
Cap. De Líquido (BPD)	2500	3000	3000	3000
Presión de Trabajo (W. T)	275	750	750	1200
Presión de Diseño				
Máx. P. de Trabajo				
Cap. de Gas/ Boq (MMPCSD)	6	8	12	30
Observaciones	Inactivo	Activo	Desconectado	Repotenciado/ Posible gas 60-250 psi



TABLA A.32
SEPARADORES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN YA-109 (CONTINUACIÓN)

Características	Nº . 5	Nº . 6	Nº . 7
Nivel de Presión	1000 psi	1000 psi	1000 psi
Serial PDVSA	V-203	V-202	7701-S-042
Serial Fabricante	422700	422689	4227101
Nota de Identificación	PG	PG	PG-450
Tipo	Horizontal	Horizontal	Horizontal
Dimensiones	30" * 15'	30" * 15'	30" * 15'
Boquilla de Entrada	8"	8"	10"
Boquilla Salida Gas	4"	4"	8"
Boquilla Salida Líquido	3"	3"	8"
Línea de Entrada	6"	No Tiene	No Tiene
Línea de Salida Gas	4"	4"	6"
Línea de Salida Líquido	2"	2"	4"
Cabezal de Salida	8"	No Conectado	8"
Cap. Gas (MMPCSD)	19	19	35
Cap. De Líquido (BPD)	3000	3000	3000
Presión de Trabajo (W. T)	1650	1650	733
Presión de Diseño			
Cap. de Gas/ Boq (MMPCSD)	19	19	35
Observaciones	Inactivo	Desconectado	Inactivo



TABLA A.33
MULTIPLES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN G-52

Características	Nº 1	Nº 2	Nº 3	Nº 4	Nº 5	Nº 6	Nº 7
Nivel de Presión					60 psi		
Identificación	PG y PBA	PG y PBA	PG y PBA	PG	PG	PG	PG
Diámetro de Cabezal	4"	4"	6"	6"	6"	6"	6"
Nº de Puestos	2	2	20	20	20	20	20
Observaciones	Inactivo	Inactivo	Inactivo	Inactivo	Activo	Inactivo	Inactivo



TABLA A.34
SEPARADORES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN G-52

Características	Nº . 1	Nº . 2	Nº . 3	Nº . 4
Nivel de Presión	200 psi	60 psi		
Serial PDVSA	MO-07800002		SVO-276-331	
Serial Fabricante	43507	53367	410047	
Nota de Identificación		PG-60	PG	PG
Tipo	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal
Dimensiones	14" * 10'	30" * 10'		
Boquilla de Entrada		4"	4"	4"
Boquilla Salida Gas		4"	4"	4"
Boquilla Salida Líquido		4"	4"	4"
Línea de Entrada		6"	4"	4"
Línea de Salida Gas		4"	4"	4"
Línea de Salida Líquido		4"	4"	4"
Cabezal de Salida	6"	6"	6"	6"
Cap. Gas (MMPCSD)		5.5		
Cap. De Líquido (BPD)		3000		
Presión de Trabajo (W. T)	2000	106	300	
Cap. de Gas/ Boq (MMPCSD)		1.2	12	
Shell Thickness (in)		3/ 16"		
Head Thickness (in)		5/ 16"		
Observaciones	Inactivo	Activo	Desconectado	Desconectado



TABLA A.35
MULTIPLES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN LCV-PPAL

Características	Nº 1	Nº 2	Nº 3	Nº 4	Nº 5	Nº 6	Nº 7
Nivel de Presión	250 psi	250 psi	60 psi	250 psi	60 psi	450 psi	450 psi
Identificación	PG	PBA	PG	PG	PG	PBA	PG
Diámetro de Cabezal	6"	6"	6"	6"	6"	6"	6"
Nº de Puestos	30	30	30	30	30	10	10

TABLA A.36
TANQUES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN LCV-PPAL

CARÁCTERÍSTICAS	Nº . 1	Nº . 2
Servicio	Almac. de Crudo	Almac. de PBA
Diámetro del Tanque	36'	36'
Altura del Tanque	24'	24'
Capacidad del Tanque	5000 BLS	5000 BLS
Estado Operacional	Activo	Activo



TABLA A.37

TRATADORES TÉRMICOS EXISTENTES EN LA ESTACIÓN LCV PPAL

Características	Nº 1	Nº 2
Dimensiones DI (Pulg) x LT/T(Pie)	10'x 27'-6"	10'x 27'-6"
Presión de Trabajo psig	40	40
Capacidad de Liquido BBL	3000	-
Observación	Activo	Inactivo



TABLA A.38
SEPARADORES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN LCV-PPAL

Características	Nº . 1	Nº . 2	Nº . 3	Nº . 4	Nº . 5	Nº . 6
Nivel de Presión	60 psi	250 psi		60 psi	60 psi	250 psi
Serial PDVSA	SVO-276-112	SVO-276-87		SVO-276-109		
Serial Fabricante	46394	46332	XXXXXX	46387	5011758-B	53372
Nota de Identificación	SEP PG	SEP PBA		SEP PG	SEP PG	SEP PG
Tipo	Horizontal	Horizontal		Horizontal	Horizontal	Horizontal
Dimensiones	48" * 15'	30" * 10'	XXXXX	48" * 15'	72" * 15'	36" * 10'
Boquilla de Entrada	6"	6"	XXXXX	6"	8"	4"
Boquilla Salida Gas	6"	6"	XXXXX	6"	6"	4"
Boquilla Salida Líquido	4"	2"	XXXXX	2"	6"	1"
Línea de Entrada	6"	6"	XXXXX	6"	6"	6"
Línea de Salida Gas	6"	6"	XXXXX	6"	6"	4"
Línea de Salida Líquido	4"	2"	XXXXX	2"	6"	2"
Cabezal de Salida	6"	6"	XXXXX	6"	6"	6"
Cap. Gas (MMPCSD)	19	3		19	46	5.5
Cap. De Líquido (BPD)	3000	2500		3000	5000	3000
Máx. P. de Trabajo						
Cap. de Gas/ Boq (MMPCSD)	2.8	2.8		2.8	5	1.2
Shell Thickness (in)	3/ 16"			3/ 16"	3/ 16"	3/ 16"
Head Thickness (in)	5/ 16"			5/ 16"	5/ 16"	5/ 16"
Observaciones	Inactivo	Activo	Desincorpo	Activo	Inactivo	Activo



TABLA A.39

SEPARADORES EXISTENTES EN LA ESTACIÓN LCV-PPAL (CONTINUACIÓN)

Características	Nº . 7	Nº . 8	Nº . 9
Nivel de Presión	250 psi	450 psi	60 psi
Serial PDVSA			
Serial Fabricante	MO-7800009	1208HB	S-22264
Nota de Identificación	SEP PG	SEP PBA	SEP PG
Tipo	Horizontal	Horizontal	Horizontal
Dimensiones	36" * 15'	24" * 8'	36" * 10'
Boquilla de Entrada	8"	3"	4"
Boquilla Salida Gas	8"	3"	4"
Boquilla Salida Líquido	2"	1"	
Línea de Entrada	6"	2"	No Tiene
Línea de Salida Gas	6"	2"	1"
Línea de Salida Líquido	1"	1"	4"
Cabezal de Salida	6"	6"	6"
Cap. Gas (MMPCSD)	18	16	5.5
Cap. De Líquido (BPD)	3000	2500	3000
Máx. P. de Trabajo			
Cap. de Gas/ Boq (MMPCSD)			
Shell Thickness (in)			
Observaciones	Activo	Inactivo	Inactivo



✓ *Estación Ceibita Principal. Infraestructura Nueva*

TABLA A.40
VÁLVULAS MULTIPUERTOS ADECUADAS EN LA ESTACIÓN LCV-PPAL

Válvulas Multipuertos	Nivel de Presión	Función	Número de Puestos
1	60	Producción y Prueba	7
1	60	Producción y Prueba	7
1	250	Producción y Prueba	7



TABLA A.41
SEPARADORES ADECUADOS EN LA ESTACIÓN LCV-PPAL

Características	Nº . 1	Nº . 2	Nº . 3	Nº . 4
Nivel de Presión	250 psi	250 psi	60 psi	60 psi
Serial PDVSA	V-105	SVO-276-88	V-107	V-111
Serial Fabricante	9402	H (Doble)	59411	9420
Nota de Identificación	PG-250	PBA-250	PG-60	PBA-60
Tipo	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal
Dimensiones	64" * 15'	30" * 10'	61" * 15'	56" * 15'
Boquilla de Entrada	10"	8"	12"	12"
Boquilla Salida Gas	8"	6"	10"	10"
Boquilla Salida Líquido	2"	6"	2"	2"
Línea de Entrada				
Línea de Salida Gas				
Cabezal de Salida				
Cap. Gas (MMPCSD)	50	6	30	25
Cap. De Líquido (BPD)	11000	2500	5000	5000
Presión de Trabajo (W. P)				
Máx. P. de Trabajo				
Cap. de Gas/ Boq (MMPCSD)	25	6	11	11
Shell Thickness (in)			3/ 16"	3/ 16"
Head Thickness (in)			5/ 16"	5/ 16"
Observaciones	Falta Conexión	Falta Conexión	Falta Conexión	Falta Conexión

➤ Imágenes obtenidas en las visitas a campos.



Figura A.1 Disposición de equipos de almacenamiento y tratamiento



Figura A.2 Tanques para almacenamiento de crudo



Figura A.3 Múltiple de recolección



Figura A.4 Área de separadores



Figura A.5 Tratadores térmicos



Figura A.6 Vista Panorámica de la estación SEF-15

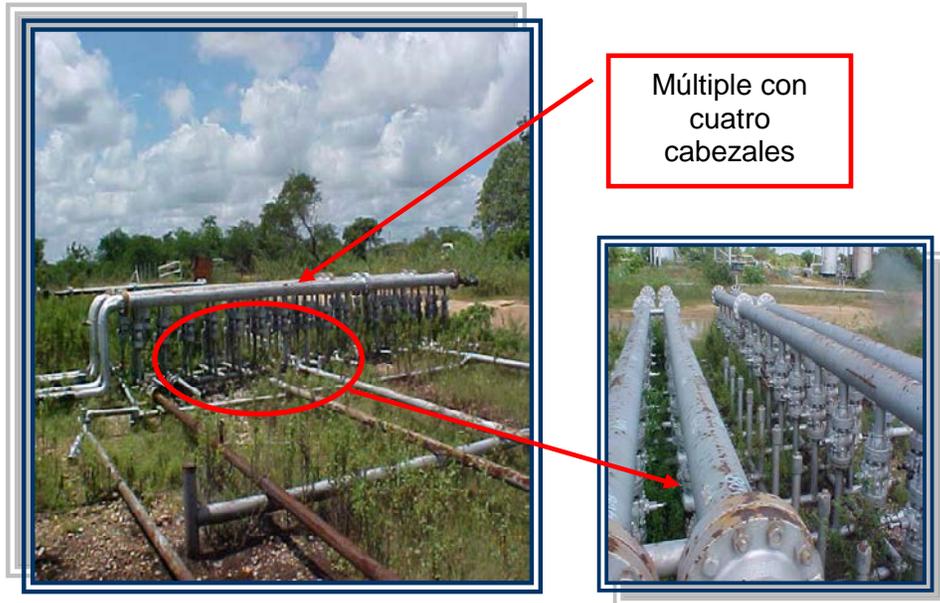


Figura A.7 Cabezales de múltiple de recolección

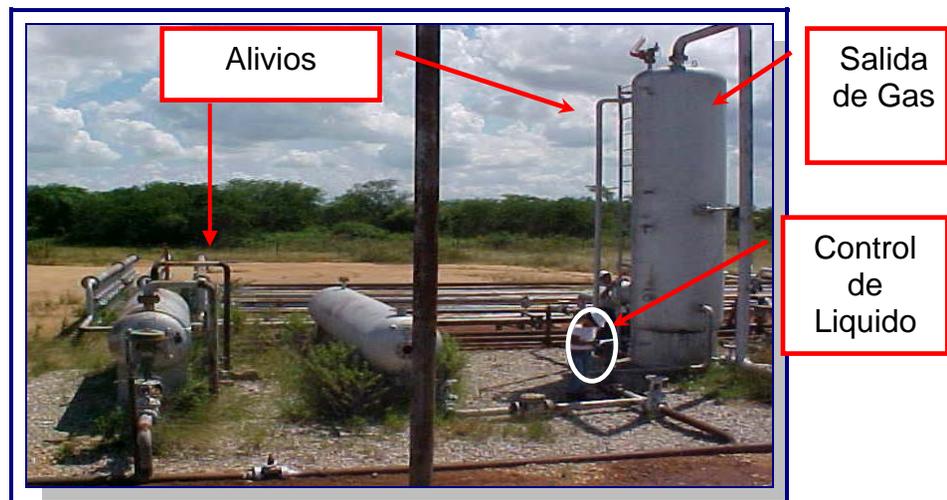


Figura A.8 Líneas de salida de los separadores



Figura A.9 Fosa depositora de agua de inyección en LCV PPAL



Figura A.10 Válvula multipuerto manual

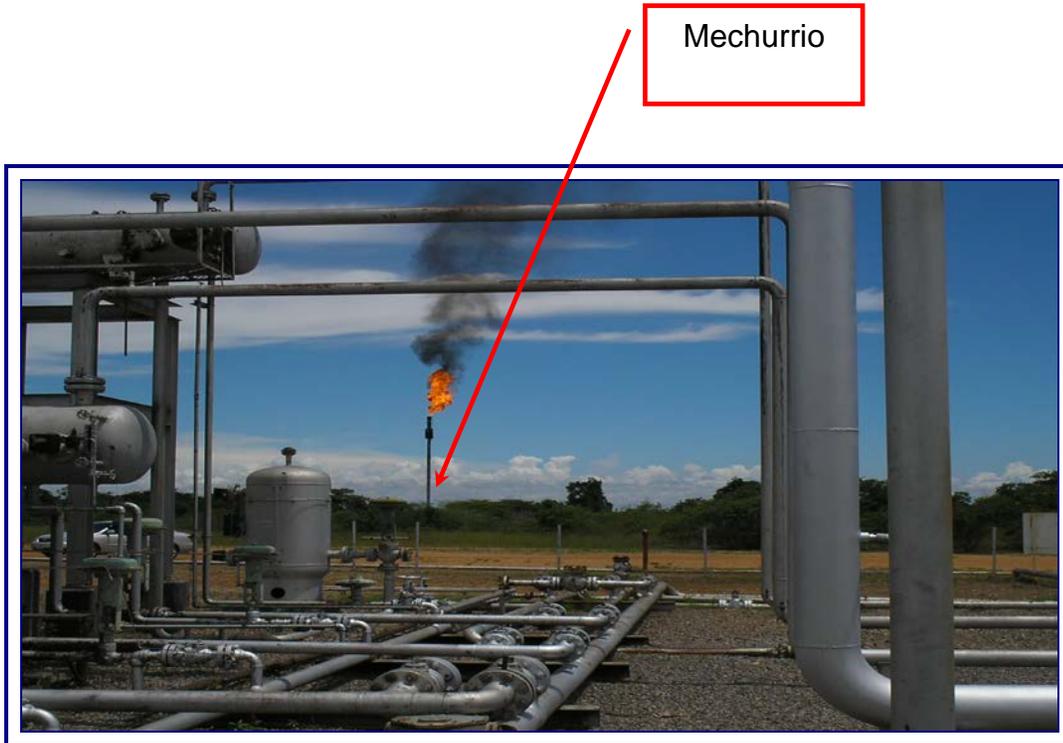


Figura A.11 Quema de gas



Figura A.12 Datos de placa de diseño



**APENDICE B
REFERENCIAS**

**TABLA B.1
OFICIAL CONSOLIDADO GAS DGA DEL CAMPO LA CEIBITA**

PORTAFOLIO DE OPORTUNIDADES 2005 - 2024																				
PROYECTO LA CEIBITA ARAIBRL																				
PRONÓSTICO F/A DE POTENCIAL DE GAS (MMPCGD) POR ESTACIONES																				
POTENCIAL NIVEL 60#	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
L-63	7	6	5	5	19	21	20	18	20	17	21	19	16	17	20	19	20	20	21	21
LCV-PPAL	10	12	15	16	25	25	28	25	26	23	27	25	31	27	25	26	26	25	23	22
G-52	2	1	1	1	4	5	4	5	5	10	8	7	7	12	10	11	9	10	10	10
YA-109	1	1	1	1	26	23	20	24	21	22	19	24	21	21	22	21	21	20	21	21
TOTAL POTENCIAL	19	20	22	22	74	74	73	72	72	72	76	75	75	78	77	77	77	75	75	75
POTENCIAL NIVEL 250#	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
L-63	12	11	10	8	7	7	6	11	10	9	8	10	8	7	7	9	11	11	10	8
LCV-PPAL	3	2	5	7	14	17	23	20	23	20	20	18	19	17	18	18	16	17	18	19
G-52	0	0	0	0	0	0	0	0	0	6	8	9	8	7	7	7	6	5	4	4
YA-109	12	16	14	12	23	20	18	16	14	12	11	11	13	17	15	13	15	14	16	17
TOTAL POTENCIAL	27	29	29	28	44	43	46	47	46	47	47	47	48	48	47	47	47	48	48	48

Fuente:Portafolio 2005-2024
Elaborado por: Ing. Aura Lopez
Revisado por: Ing. Mery Dezio
Ref: PDO-LC-SY-05-027

Fecha: Septiembre 2005
Responsables D.G.A.
Spnte EEII: Ing. Einstein Millan
Spnte Yacimientos: Ing. Felix Merchan
Gte Técnico: Ing. Mario Gomez



TABLA B.2
OFICIAL CONSOLIDADO GAS DGA DEL CAMPO LA SOTO-MAPIRI

PORTAFOLIO DE OPORTUNIDADES 2005 - 2024																				
PROYECTO SOTO MAPIRI																				
PRONÓSTICO F/A DE POTENCIAL DE GAS (MMPCGD) POR ESTACIONES																				
POTENCIAL NIVEL 60#	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
SEF-15	11	15	21	18	31	31	29	30	28	27	28	28	25	28	29	28	26	28	28	27
SVEF	4	5	5	4	11	10	11	12	14	15	13	13	14	14	13	13	16	14	13	14
SED-7	1	1	1	1	10	9	10	9	7	9	8	7	10	9	9	8	9	8	7	9
SEF-10	2	2	2	1	29	30	28	27	26	27	27	30	29	29	30	31	29	31	32	30
SEF-5	2	5	5	6	22	23	25	26	27	26	27	24	25	23	22	21	22	21	22	21
TOTAL POTENCIAL	20	30	33	31	103	103	103	103	102	102	102	102	102	103	103	101	102	102	101	101
POTENCIAL NIVEL 250#	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
SEF-15	0	6	5	5	11	10	9	10	10	9	11	10	10	10	10	10	10	10	9	9
SVEF	9	12	14	17	15	15	15	13	12	12	11	11	10	10	10	11	10	10	10	10
SED-7	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SEF-10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SEF-5	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL POTENCIAL	9	18	20	21	26	25	24	23	22	21	22	21	20	20	20	21	20	20	19	19

Fuente: Portafolio 2005-2024
Elaborado por: Ing. Aura Lopez
Revisado por: Ing. Mery Dezio
Ref: PDO-SM-SY-05-025

Fecha: Septiembre 2005
Responsables D.G.A.
Spnte EEII: Ing. Einstein Millan
Spnte Yacimientos: Ing. Felix Merchan
Gte Técnico: Ing. Mario Gomez



TABLA B.3
OFICIAL CONSOLIDADO CRUDO DGA DEL CAMPO LA CEIBITA

PORTAFOLIO DE OPORTUNIDADES 2005 - 2024																				
PROYECTO LA CEIBITA ARAIBRL																				
PRONÓSTICO F/A DE POTENCIAL DE PETRÓLEO (BNPD) POR ESTACIONES																				
POTENCIAL NIVEL 60#	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
L-63	62	49	39	32	395	474	399	319	415	332	426	341	273	258	266	233	227	221	217	214
LCV-PPAL	123	139	171	177	401	411	509	407	476	381	542	454	563	450	380	364	331	285	248	218
G-52	69	56	44	36	68	75	60	68	54	223	179	143	114	304	243	215	172	157	146	137
YA-109	22	18	14	11	173	139	111	309	247	238	190	332	266	252	242	214	211	189	191	193
TOTAL POTENCIAL	277	261	269	255	1038	1098	1078	1103	1192	1174	1337	1269	1215	1265	1132	1025	940	852	802	761
POTENCIAL NIVEL 250#	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
L-63	131	105	84	67	54	43	34	107	86	69	55	84	67	54	43	74	100	100	80	64
LCV-PPAL	6	5	44	75	273	356	454	364	451	361	329	263	250	200	200	200	160	168	174	180
G-52	0	0	0	0	0	0	0	0	80	104	103	83	66	73	58	47	37	30	24	
YA-109	282	356	285	228	582	466	373	298	238	191	153	142	154	203	162	130	144	135	148	158
TOTAL POTENCIAL	419	466	412	370	908	864	861	769	775	700	640	592	554	523	478	463	450	440	432	426

Fuente:Portafolio 2005-2024
Elaborado por: Ing. Aura Lopez
Revisado por: Ing. Mery Dezio
Ref: PDO-LC-PET-SY-05-026

Fecha: Septiembre 2005
Responsables D.G.A.
Spnte EEII: Ing. Einstein Millan
Spnte Yacimientos: Ing. Felix Merchan
Gte Técnico: Ing. Mario Gomez



TABLA B.4
OFICIAL CONSOLIDADO CRUDO DGA DEL CAMPO LA SOTO-MAPIRI

PORTAFOLIO DE OPORTUNIDADES 2005 - 2024																				
PROYECTO SOTO MAPIRI																				
PRONÓSTICO F/A DE POTENCIAL DE PETRÓLEO (BNPD) POR ESTACIONES																				
POTENCIAL NIVEL 60#	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
SEF-15	110	188	383	307	505	474	409	404	354	313	320	316	253	342	344	345	306	345	336	329
SVEF	90	112	90	72	348	278	305	325	323	298	239	245	226	221	217	203	273	218	174	220
SED-7	44	35	28	23	138	110	128	103	82	96	77	61	119	95	106	85	108	86	69	115
SEF-10	94	76	60	48	1,119	965	812	680	574	529	493	495	476	460	488	501	441	492	494	435
SEF-5	10	78	63	104	435	418	405	445	426	381	414	332	335	308	287	269	295	276	291	263
TOTAL POTENCIAL	350	490	624	553	2,545	2,246	2,059	1,956	1,758	1,616	1,543	1,449	1,409	1,427	1,442	1,403	1,423	1,418	1,364	1,362
POTENCIAL NIVEL 250#	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
SEF-15	0	200	160	128	142	114	91	113	130	104	163	131	145	156	165	172	177	182	185	188
SVEF	197	228	242	254	203	202	202	161	129	143	115	132	105	124	139	192	193	195	196	197
SED-7	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SEF-10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SEF-5	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL POTENCIAL	197	428	402	382	345	316	293	274	260	248	278	262	250	280	304	363	371	376	381	385

Fuente: Portafolio 2005-2024
 Elaborado por: Ing. Aura Lopez
 Revisado por: Ing. Mery Dezio
 Ref: PDO-SM-PET-SY-05-025

Fecha: Septiembre 2005
 Responsables D.G.A.
 Spnte EEII: Ing. Einstein Millan
 Spnte Yacimientos: Ing. Felix Merchan
 Gte Técnico: Ing. Mario Gomez



TABLA B.5
OFICIAL CONSOLIDADO AGUA DGA DEL CAMPO LA CEIBITA

PORTAFOLIO DE OPORTUNIDADES 2005 - 2024																				
PROYECTO LA CEIBITA ARAIBEL																				
PRONÓSTICO F/A DE POTENCIAL DE AGUA (BPD) POR ESTACIONES																				
POTENCIAL NIVEL 60#	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
L-63	48	40	33	28	358	445	390	324	440	367	490	409	342	339	367	337	343	353	364	378
LCV-PPAL	96	112	144	154	363	387	497	414	504	420	624	545	707	592	523	526	502	454	416	386
G-52	54	45	37	31	62	70	58	69	57	247	206	172	144	400	335	310	260	251	245	241
YA-109	18	15	12	10	157	130	108	314	261	262	219	399	333	332	333	308	320	301	321	341
TOTAL POTENCIAL	217	212	226	223	940	1033	1054	1121	1262	1295	1538	1525	1526	1662	1558	1480	1425	1359	1346	1346
POTENCIAL NIVEL 250#	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
L-63	103	85	71	59	49	40	34	109	91	76	63	101	84	71	59	107	151	159	134	113
LCV-PPAL	5	4	37	66	247	334	444	370	477	398	378	316	314	263	275	289	243	268	293	318
G-52	0	0	0	0	0	0	0	0	88	120	124	104	87	100	84	71	59	50	42	42
YA-109	221	288	239	199	527	438	364	303	252	210	176	171	193	267	223	187	218	216	249	280
TOTAL POTENCIAL	328	377	347	323	822	813	842	782	821	773	737	711	695	687	658	668	683	702	726	753

Fuente:Portafolio 2005-2024
Elaborado por: Ing. Aura López
Revisado por: Ing. Mery Dezio
Ref: PDO-LC-AGUA-SY-05-027

Fecha: Septiembre 2005
Responsables D.G.A.
Spnte EEII: Ing. Einstein Millan
Spnte Yacimientos: Ing. Felix Merchan



TABLA B.6
OFICIAL CONSOLIDADO AGUA DGA DEL CAMPO SOTO-MAPIRI

PORTAFOLIO DE OPORTUNIDADES 2005 - 2024																				
PROYECTO SOTO MAPIRI																				
PRONÓSTICO F/A DE POTENCIAL DE AGUA (BPD) POR ESTACIONES																				
POTENCIAL NIVEL 60#	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
SEF-15	113	194	424	347	628	581	522	550	500	460	452	477	392	482	479	478	453	525	562	596
SVEF	120	119	97	80	247	201	291	283	334	296	242	230	243	223	208	229	300	246	202	220
SED-7	22	18	14	12	148	121	121	99	81	116	95	78	142	117	153	126	129	106	87	205
SEF-10	47	38	31	25	839	751	635	566	511	490	476	518	473	436	431	462	404	508	573	497
SEF-5	7	67	54	122	427	416	408	484	468	406	430	353	367	325	291	264	267	245	292	306
TOTAL POTENCIAL	309	436	621	585	2,288	2,070	1,977	1,982	1,893	1,769	1,696	1,656	1,616	1,584	1,563	1,559	1,554	1,630	1,715	1,824
POTENCIAL NIVEL 250#	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
SEF-15	0	273	223	183	209	171	140	130	121	99	110	90	88	87	86	86	85	85	85	85
SVEF	90	127	187	239	195	174	156	128	104	100	81	81	66	69	72	89	88	87	87	86
SED-7	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SEF-10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SEF-5	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL POTENCIAL	90	400	411	422	404	345	297	257	225	198	192	171	155	157	158	175	173	172	172	171

Fuente:Portafolio 2005-2024
Elaborado por: Ing. Aura López
Revisado por: Ing. Mery Dezio
Ref: PDO-SM-AGUA-SY-05-025

Fecha: Septiembre 2005
Responsables D.G.A.
Spnte EEII: Ing. Einstein Millan
Snpte Yacimientos: Ing. Felix Merchan
Gte Técnico: Ing. Mario Gomez



Nivel	Pozo	Arena	Estación	EDO	BBPD	BNDP	%AyS	°API	MM PCND	Pcab psi	Plin psi	Red pulg.	Fecha	Observaciones
60	LCV-43	P3A (LCV-13)	G-52	PTN	0	0	99%	0	0.4	150	75	1/2	17-Jul-06	Pozo Deficiente
	LCV 11	P3 (LCV 4)	G-52	PTN	13	7	41%	52.8	1.5	240	160	32/64"	17-Jul-06	
2					13	7			1.9	2				
60	LCV 33	L2 (LCV 9)	YA-109	PTN	26	25	3%	45.2	0.7	230	180	3/8	15-Jul-06	
	LCV-07	L4U(ZG-205)	YA-109	PTN	11	0	98%	45.7	2.6	420	400	1/2	15-Jul-06	Prueba en el nivel de 250 psi
	LCV 17	L4U (ZG 205)	YA-109	PTN	7	0	98%	53	1.5	340	290	32/64"	16-Jul-06	Prueba en el nivel de 250 psi
	LCV-15	L2(LCV-9)	YA-109	PTN	126	107	15%	40.1	3.7	450	280	0.6875	18-Mar-06	Prueba en el nivel de 250 psi
4					170	133			8.5	3				
60	LCV 38	L2 (LCV 38)	CEIBITA PPAL	PTN	27	22	20%	43.8	1.0	390	125	32/64"	14-Jul-06	
	LCV 3	N2 (LCV 3)	CEIBITA PPAL	PTN	27	27	2%	55.8	0.5	260	120	3/8	15-Jul-06	
	LCV 50	L3L (LCV 50)	CEIBITA PPAL	PTN	24	16	30%	59.3	1.1	170	150	32/64"	14-Jul-06	Pozo Deficiente
	LCV-37	N2(LCV-37)	LCV-PPAL	PTN	423	17	96%	42.2	0.7	370	190	3/8	14-Jul-06	
4					501	82			3.3	4				
60	LCV 9	L3U (LCV 9)	L-63	PTN	29	28	3%	44.4	1.5	320	210	32/64"	19-Jul-06	
	LCV 49	L4U (ZG 205)	L-63	PTN	0	0	0%	0	0.4	150	100	3/8	16-Jul-06	Pozo Deficiente
	LCV 5	L3 (LCV 5)	L-63	PTN	37	37	1%	56.7	1.3	250	140	32/64"	20-Jul-06	
	LCV 31	L4U (ZG 205)	L-63	PTN	12	0	99%	50.5	0.8	135	110	32/64"	17-Jul-06	Pozo Deficiente
	LCV-65C	G	L-63	PTN	22	22	0%	55.6	1.0	190	100	3/8	19-Jul-06	Pozo Deficiente
	ARV 52	U1U (ZG 3)	L-63	PTN	14	14	2%	44.1	1.2	240	130	32/64"	20-Jul-06	
6					85	72			6.2	6				
Total @ 60 por Pruebas					767	294			19.9					
250	LCV 14	U1M (LCV 4)	CEIBITA PPAL	PTN	41	16	60%	50.5	3.0	470	430	32/64"	14-Jul-06	
250	LCV 59	L4U (ZG 205)	L-63	PTN	7	1	80%	42.5	5.3	600	390	48/64	19-Jul-06	
	LCV 65L	L4U (-)	L-63	PTN	6	0	98%	50.7	3.4	390	320	40/64	19-Jul-06	
3					54	18			11.7	3				
250	LCV 46	N2 (LCV 3)	YA-109	PTN	108	65	40%	0	4.6	590	0	32/64"	05-Jun-06	
	LCV-66L	N2(LCV-3)	YA-109	PTN	52	23	55%	54	1.2	370	330	3/4	17-Jul-06	Pozo nuevo
	LCV 66C	L4U (-)	YA-109	PTN	16	1	93%	44.3	2.3	400	380	40/64	16-Jul-06	Pozo nuevo
3					176	89			8.1	2				
Total @ 250 por Pruebas					230	107			19.8					

Total Producción Campo		402	BND	39.6	MMPCD
Pozos 60 # =	16	Pozos sin Probar 60 # =		1	
Pozos 250 # =	6	Pozos Probados 60 # =		15	
Pozos 450 # =	0	Pozos sin Probar 250 # =		1	
Total =	22	Pozos Probados 250 # =		5	
		Pozos Probados 450 # =		0	

TOTAL POZOS PROBADOS	20	91%
TOTAL POZOS SIN PROBAR	2	9%



POTENCIAL CAMPO SOTO MAPIRI
MAYO 2006

SV- SAN VICENTE

NIVEL	POZO	ARENA/ YAC	C	BBPD	%Ays	BNPD	MPCDGD	BAPD	*API	Pcab	Plin	EDO	RED.	FECHA	OBSERVACION
250	KM-3	I5/ KM-3	1	24	2	23	2,170	1	48	520	114	BT	1/2	20-Jul-03	
	SZ-14	I6/SZ-14	1	60	70	17	2,488	43	55	510	463	BT	5/8	21-Jul-06	
	TOTAL	2		84		40	4,658	44							
NIVEL	POZO	ARENA/ YAC	C	BBPD	%Ays	BNPD	MPCDGD	BAPD	*API	Pcab	Plin	EDO	RED.	FECHA	OBSERVACION
60	SV-7	O2/SG-11	6	4	90	1	1,254	6	57	435	140	BT	3/8	20-Jul-06	
	SZ-16	R3U/SZ-4	7	36	90	4	240	33	46	220	156	ED	3/8	22-Jun-06	
	SG-9	U2/SG-1	1	28	90	3	3,999	8	51	500	465	BT	3/4	22-Jul-06	
	SZ-22	I5/SZ-22	1	13	75	3	756	10	54	280	190	BT	1/2	15-May-06	PENDIENTE CAMBIO DE RED.
	TOTAL	4		81		11	6,249	76							TUB. ROTA

SEF-15- SOTO 15

NIVEL	POZO	ARENA/ YAC	C	BBPD	%Ays	BNPD	MPCDGD	BAPD	*API	Pcab	Plin	EDO	RED.	FECHA	OBSERVACION	
60	SG-1	U2/SG-1	2	11	1	10	855	1	49	280	140	BT	3/8	21-Jul-06		
	SG-3	U2/SG-1	6	17	30	12	677	5	56	185	163	BT	1/2	22-Jul-06		
	SG-7	O2/SG-11	3	2	90	1	4,001	1	48	530	420	BT	3/4	25-Jul-06		
	SG-11	O2/SG-11	1	24	1	24	457	0	51	220	158	BT	3/8	22-Jul-06		
	SG-25	J1U/SG-16	4	42	45	23	185	19	36	250	177	GL	5/16	23-Jul-06		
	SG-57	U2/SG-1	7	11	1	11	326	0	35	180	140	BT	3/8	22-Jul-06		
	SG-14	U3L/SG-14	3	30	45	16	1,917	14	54	420	206	RE	1/2	21-Jul-06		
	SG-59	U2/SG-1	6	26	65	9	3,691	17	40	500	365	BT	5/8	21-Jul-06		
	TOTAL	8		163		106	12,109	57								

SEF-10- SOTO 10

NIVEL	POZO	ARENA/ YAC	C	BBPD	%Ays	BNPD	MPCDGD	BAPD	*API	Pcab	Plin	EDO	RED.	FECHA	OBSERVACION
60	SM-607	R3 / SM-601	1	6	79	1	706	5	35.3	150	80	BT	1/2	11-Abr-06	
	SM-624	M4U/SM-616	3	126	5	120	1,005	6	49	175	120	BT	3/8	02-Feb-06	* C F. AZUAJE
	SM-611	R1L.S / SM-601	1	11	45	6	874	5	41	150	90	BT	3/8	24-Jul-06	
	SM-627	R3 / SM-601	1	154	90	15	429	139	33	110	104	BT	S/R	24-Jul-06	
	TOTAL	4		297		142	3,014	155							

SED-7- SOTO 7

NIVEL	POZO	ARENA/ YAC	C	BBPD	%Ays	BNPD	MPCDGD	BAPD	*API	Pcab	Plin	EDO	RED.	FECHA	OBSERVACION
60	SM-416	S2U/SM-226	3	18	10	16	890	2	44	270	110	BT	3/8	01-Jun-06	
	SM-408	N1U/SM-408	1	41	80	9	930	33	34	185	135	BT	3/8	02-Jun-06	
	TOTAL	2		59		24	1,870	35							

SED-5- SOTO 5

NIVEL	POZO	ARENA/ YAC	C	BBPD	%Ays	BNPD	MPCDGD	BAPD	*API	Pcab	Plin	EDO	RED.	FECHA	OBSERVACION
60	SM-208	R4L.I / SM-206	6	560	14	483	1,199	77	31	880	340	BT	3/8	14-Ago-06	
	SM-201	N1U / SM-201	2	135	90	19	984	112	47	350	170	BT	3/8	23-Jul-06	
	TOTAL	1		135		19	984	112							

ESV- MAPIRI PRINCIPAL

NIVEL	POZO	ARENA/ YAC	C	BBPD	%Ays	BNPD	MPCDGD	BAPD	*API	Pcab	Plin	EDO	RED.	FECHA	OBSERVACION
250	ESV-54C	N1U/SM-6	2	283	8	261	4,869	112	61	1100	360	BT	3/8	24-Jul-06	
	TOTAL	1		283		261	4,869	112							

TOTAL SOTO- MAPIRI

N°POZOS	NIVEL	MMPCGD	BBBPD	BNPD	BAPD
19	60	24,226	735	302	435
2	250	4,658	84	40	44
TOTAL	21	28,884	819	342	479

POZOS FUERA DE POTENCIAL

NIVEL	POZO	ARENA/ YAC	C	BBPD	%Ays	BNPD	MPCDGD	BAPD	*API	Pcab	Plin	EDO	RED.	FECHA	CONDICION	
60	SM-244	U2M/SM-220	3	65	1	64	749	1	35	120	90	ED	3/8	16-Ago-01	MUERTO	
	SG-37	U2/SG-1	5	23	7	21	2,001	2	49	480	320	ED	3/8	18-Ene-06	MUERTO	
	SM-215	R4L.S / SM-229	5	33	35	22	990	11	49	350	240	BT	3/8	27-Ene-06	MUERTO	
	SM-238	S3M.S/SGJ 203	6	626	80	125	948	501	36	210	170	BT	3/8	07-Abr-06	MUERTO	
	SM-613	R3 / SM-601	1	25	98	1	1,300	24	48	700	260	ED	3/8	28-Ago-01	MUERTO	
	TOTAL POZOS DEFICIENTES	772		233	6,008	539										
	SLUG CATCHER	321	1	318	411	3	61								18-Abr-06	SEF-10
60	ESV-54 C			437	28	315	6,114	122	60	940	174		5/8	30-Jun-06	ESV	
	ESV-54 C			194	3	188	1,894	6	57	1362	200		3/8	04-Abr-06	ESV	



VELOCIDAD RECOMENDADA Y ΔP MAXIMA EN TUBERIAS DE ACERO AL CARBONO PARA VAPOR

TUBERIAS PARA VAPOR EN SERVICIO DE PROCESO Y EQUIPOS

Tipo de Servicio	Velocidad Pie/seg.	ΔP Máximo Lppc/100 Pies
1. Recomendación General		
Nivel de Presión, Lppcm		
P >500		2,0
200 < P ≤ 500		1,5
150 < P ≤ 200		0,6
50 < P ≤ 150		0,3
0 < P ≤ 50		0,15
Subatmosférica		0,1
2. Tuberías de Gas dentro de los Limites de Baterías		0,5
3. * Tubería de Succión del Compresor		0,3
4. * Tubería de Descarga del Compresor		0,5
5. Tuberías de Succión de Refrigerante	15 – 35	
6. Tuberías de Descargas de Refrigerantes	35 – 60	
7. Sobrecabeza de Torre		
Presión (P > 50 psia)	40 – 50	0,2 – 0,5
Atmosférica	60 – 100	0,2 – 0,5
Vacío (P < 10 psia)	125 – 200	0,05 – 0,1



WELDED STEEL TANKS FOR OIL STORAGE

A-3

Table A-1b—Typical Sizes and Corresponding Nominal Capacities (barrels) for Tanks with 72-in. Courses

Column 1 Tank Diameter ft	Column 2 Capacity per ft of Height barrels	Column 3 - Column 11 Tank Height (ft) / Number of Courses in Completed Tank								
		12 / 2	18 / 3	24 / 4	30 / 5	36 / 6	42 / 7	48 / 8	54 / 9	60 / 10
10	14.0	170	250	335	420	505	—	—	—	—
15	31.5	380	565	755	945	1,130	—	—	—	—
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690	—	—
25	87.4	1,050	1,570	2,100	2,620	3,150	3,670	4,200	4,720	5,250
30	126	1,510	2,270	3,020	3,780	4,530	5,290	6,040	6,800	7,550
35	171	2,060	3,080	4,110	5,140	6,170	7,200	8,230	9,250	10,280
40	224	2,690	4,030	5,370	6,710	8,060	9,400	10,740	12,100	13,430
45	283	3,400	5,100	6,800	8,500	10,200	11,900	13,600	15,300	17,000
50	350	4,200	6,300	8,400	10,500	12,600	14,700	16,800	18,900	21,000
60	504	6,040	9,060	12,100	15,110	18,130	21,150	24,190	37,220	28,260
										<i>D = 58</i>
70	685	8,230	12,340	16,450	20,580	24,700	28,800	32,930	30,970	—
80	895	10,740	16,120	21,500	26,880	32,260	37,600	35,810	<i>D = 64</i>	—
90	1,133	13,600	20,400	27,220	34,030	40,820	40,510	<i>D = 73</i>	—	—
100	1,399	16,800	25,200	33,600	42,000	48,400	<i>D = 83</i>	—	—	—
120	2,014	24,190	36,290	48,380	58,480	<i>D = 98</i>	—	—	—	—
					<i>D = 118</i>					
140	2,742	32,930	49,350	65,860	—	—	—	—	—	—
160	3,581	43,000	64,510	74,600	—	—	—	—	—	—
180	4,532	54,430	81,650	<i>D = 149</i>	—	—	—	—	—	—
200	5,595	67,200	100,800	—	—	—	—	—	—	—
220	6,776	81,310	102,830	—	—	—	—	—	—	—
			<i>D = 202</i>							

Note: The nominal capacities given in this table were calculated using the following formula:

In US Customary units:

$$C = 0.14D^2H,$$

where

- C = capacity of tank, in 42-gal barrels.
- D = diameter of tank, in ft (see A.4.1).
- H = height of tank, in ft (see A.4.1).

The capacities and diameters in italics (Columns 4–11) are the maximums for the tank heights given in the column heads, based on a maximum permissible shell-plate thickness of 1/2 in., a maximum allowable design stress of 21,000 psi, a joint efficiency of 0.85, and no corrosion allowance (see A.4.1).

PROPIEDADES DE DISEÑO DE TUBERÍAS DE ACERO

Tamaño nominal de tubería y diámetro externo pulgadas	Número de calibre y/o peso	Espesor de pared Pulg t	Diámetro interno Pulg d	Quinta potencia de D.I miles Pulg ⁵ d ⁵	Áreas y pesos					
					Área de superficie del tubo		Sección Transversal		Peso de	
					Externa Pie ² por Pie Ao	Interna Pie ² por Pie Ai	Área Metá- lica Pulg ² A	Área de flujo Pulg ² Af	Tubería Lb. por Pie W	Iguál b por Pie Ww
14	120	1,093	11,814	230	3,67	3,09	44,32	109,6	150,7	47,5
	140	1,250	11,500	201	3,67	3,01	50,07	103,9	170,2	45,0
		1,134	11,313	185	3,67	2,96	53,42	100,5	181,6	43,5
	160	1,406	11,188	175	3,67	2,93	55,63	98,3	189,1	42,6
D = 16,000	SS 10S	0,169	15,670	945	4,19	4,10	8,21	192,9	27,9	83,5
		0,188	15,624	931	4,19	4,09	9,34	191,7	31,8	83,0
		0,219	15,562	913	4,19	4,07	10,86	190,2	36,9	82,4
		0,238	15,524	902	4,19	4,06	11,78	189,3	40,1	82,0
	10	0,250	15,500	895	4,19	4,06	12,37	188,7	42,1	81,7
		0,281	15,438	877	4,19	4,04	13,88	187,2	47,2	81,1
		0,312	15,375	859	4,19	4,02	15,40	185,7	52,4	80,4
		0,344	15,312	842	4,19	4,01	16,92	184,1	57,5	79,7
	16 30 ST	0,375	15,250	825	4,19	3,99	18,41	182,7	62,6	79,1
		0,406	15,188	808	4,19	3,98	19,89	181,2	67,6	78,4
		0,438	15,124	791	4,19	3,96	21,41	179,6	72,8	77,8
		0,469	15,062	775	4,19	3,94	22,88	178,2	77,8	77,2
	40 XS	0,500	15,000	759	4,19	3,93	24,35	176,7	82,8	76,5
		0,531	14,938	744	4,19	3,91	25,81	175,3	87,7	75,9
		0,656	14,688	684	4,19	3,85	31,62	169,4	107,5	73,4
		0,688	14,625	669	4,19	3,83	33,07	168,0	112,4	72,7
		0,750	14,500	641	4,19	3,80	35,90	165,1	127,5	71,5
		0,843	14,314	601	4,19	3,75	40,14	160,9	136,5	69,7
		1,031	13,938	526	4,19	3,65	48,48	152,6	164,8	66,1
		1,218	13,564	459	4,19	3,55	56,56	144,5	192,3	62,6
140	1,438	13,124	389	4,19	3,44	65,79	135,3	223,7	58,6	
	1,500	13,000	371	4,19	3,40	68,33	132,7	232,3	57,5	
	1,593	12,814	345	4,19	3,35	72,10	129,0	245,1	55,8	
	18	SS 10S	0,165	17,670	1723	4,71	4,63	9,24	245,2	31,4
0,188		17,624	1700	4,71	4,61	10,52	243,9	35,8	106,6	
10		0,250	17,500	1641	4,71	4,58	13,94	240,5	47,4	104,1
20		0,312	17,375	1584	4,71	4,55	17,36	237,1	59,0	102,7





APENDICE E
ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO

- *Resultados de caracterizaciones obtenidas para el campo Soto- Mapiri de las mezclas de pozos por estaciones*

TABLA E.1
COMPOSICIÓN DEL FLUJO MULTIFÁSICO EN LA ESTACIÓN SVEF EN EL
NIVEL DE 60 psig

Componente	Vapor	Líquido	Vapor + Líquido	Agua	Corriente Total
CO2	0.093389	0.012199	0.093351	0,000000	0.089048
H2S	0.000010	0.000004	0.000010	0,000000	0.000010
N2	0.001375	0.000017	0.001375	0,000000	0.001311
C1	0.712922	0.036923	0.712605	0,000000	0.679753
C2	0.101752	0.030689	0.101719	0,000000	0.097029
C3	0.054828	0.057287	0.054829	0,000000	0.052302
IC4	0.010222	0.025718	0.010229	0,000000	0.009757
NC4	0.012835	0.047086	0.012851	0,000000	0.012258
IC5	0.003591	0.032373	0.003605	0,000000	0.003439
NC5	0.002652	0.031254	0.002665	0,000000	0.002542
NC6	0.001771	0.066616	0.001801	0,000000	0.001718
MCP	0.000285	0.011739	0.000290	0,000000	0.000277
BENZENE	0.000254	0.011549	0.000260	0,000000	0.000248
CH	0.000250	0.013243	0.000256	0,000000	0.000244
HEPT	0.000330	0.038998	0.000348	0,000000	0.000332
MCH	0.000018	0.002101	0.000019	0,000000	0.000018
TOLUENE	0.000186	0.029878	0.000200	0,000000	0.000191
OCTN	0.000119	0.042902	0.000139	0,000000	0.000132
EBENZENE	0.000008	0.003573	0.000009	0,000000	0.000009
MXYLENE	0.000011	0.006312	0.000014	0,000000	0.000014
OXYLENE	0.000039	0.024834	0.000051	0,000000	0.000049
NONA	0.000039	0.043791	0.000059	0,000000	0.000056
C10+	0.000014	0.429969	0.000215	0,000000	0.000205
H2O	0.003100	0.000941	0.003099	1,000000	0.049058



TABLA E.2
COMPOSICIÓN DEL FLUJO MULTIFÁSICO EN LA ESTACIÓN DE FLUJO
SVEF EN EL NIVEL DE 250 psig

Componente	Vapor	Líquido	Vapor + Líquido	Agua	Corriente Total
CO2	0.106692	0.026824	0.099731	0,000000	0.093458
H2S	0.000000	0.000000	0.000000	0,000000	0.000000
N2	0.002676	0.000101	0.002452	0,000000	0.002298
C1	0.508650	0.058130	0.469385	0,000000	0.439862
C2	0.144675	0.079100	0.138960	0,000000	0.130220
C3	0.151119	0.250339	0.159766	0,000000	0.149718
IC4	0.034278	0.129977	0.042619	0,000000	0.039938
NC4	0.036300	0.184644	0.049229	0,000000	0.046133
IC5	0.007489	0.086730	0.014396	0,000000	0.013490
NC5	0.004416	0.060163	0.009275	0,000000	0.008691
NC6	0.001093	0.048896	0.005259	0,000000	0.004928
MCP	0.000254	0.011062	0.001196	0,000000	0.001120
BENZENE	0.000090	0.003643	0.000399	0,000000	0.000374
CH	0.000178	0.009019	0.000949	0,000000	0.000889
HEPT	0.000116	0.013943	0.001321	0,000000	0.001238
MCH	0.000049	0.005556	0.000529	0,000000	0.000496
TOLUENE	0.000039	0.005092	0.000479	0,000000	0.000449
OCTN	0.000031	0.010361	0.000931	0,000000	0.000872
EBENZENE	0.000002	0.000887	0.000080	0,000000	0.000075
MXYLENE	0.000003	0.001490	0.000133	0,000000	0.000125
OXYLENE	0.000003	0.001217	0.000108	0,000000	0.000102
NONA	0.000005	0.004874	0.000429	0,000000	0.000402
C10 _{146,771}	0.000001	0.002674	0.000234	0,000000	0.000219
C10 _{170,974}	0.000000	0.004612	0.000402	0,000000	0.000377
H2O	0.001841	0.000668	0.001739	1,000000	0.064526



TABLA E.3
COMPOSICIÓN DEL FLUJO MULTIFÁSICO EN LA ESTACIÓN SEF-15
EN EL NIVEL DE 60 psig

Componente	Vapor	Líquido	Vapor + Líquido	Agua	Corriente Total
CO2	0.090634	0.012325	0.090121	0,000000	0.087401
H2S	0.000006	0.000003	0.000006	0,000000	0.000005
N2	0.001814	0.000024	0.001802	0,000000	0.001748
C1	0.706154	0.037775	0.701776	0,000000	0.680595
C2	0.103969	0.032176	0.103498	0,000000	0.100375
C3	0.057233	0.060784	0.057256	0,000000	0.055528
IC4	0.011212	0.028408	0.011324	0,000000	0.010982
NC4	0.014436	0.053200	0.014690	0,000000	0.014247
IC5	0.004232	0.037932	0.004453	0,000000	0.004318
NC5	0.003075	0.035949	0.003291	0,000000	0.003191
NC6	0.001960	0.072273	0.002421	0,000000	0.002348
MCP	0.000432	0.017588	0.000545	0,000000	0.000528
BENZENE	0.000239	0.010687	0.000307	0,000000	0.000298
CH	0.000332	0.017374	0.000443	0,000000	0.000430
HEPT	0.000445	0.050892	0.000776	0,000000	0.000752
MCH	0.000169	0.019281	0.000294	0,000000	0.000285
TOLUENE	0.000150	0.023587	0.000304	0,000000	0.000294
OCTN	0.000224	0.077152	0.000728	0,000000	0.000706
EBENZENE	0.000016	0.007226	0.000063	0,000000	0.000061
MXYLENE	0.000015	0.008189	0.000069	0,000000	0.000067
OXYLENE	0.000010	0.006126	0.000050	0,000000	0.000049
NONA	0.000067	0.071696	0.000536	0,000000	0.000520
C10 _{184,031}	0.000000	0.003442	0.000023	0,000000	0.000022
C10 _{166,915}	0.000001	0.027226	0.000179	0,000000	0.000174
C10 _{174,662}	0.000000	0.002339	0.000015	0,000000	0.000015
C10 _{207,267}	0.000000	0.065348	0.000428	0,000000	0.000415
C10 _{163,258}	0.000001	0.041698	0.000274	0,000000	0.000266
C10 _{221,112}	0.000000	0.106389	0.000697	0,000000	0.000676
C10 _{288,907}	0.000000	0.045481	0.000298	0,000000	0.000289
C10 _{170,239}	0.000001	0.025335	0.000167	0,000000	0.000162
H2O	0.0003171	0.002096	0.003164	0,000000	0.033251



TABLA E.4
COMPOSICIÓN DEL FLUJO MULTIFÁSICO EN LA ESTACIÓN SEF-15
EN EL NIVEL DE 250 psig

Componente	Vapor	Líquido	Vapor + Líquido	Agua	Corriente Total
CO2	0.106692	0.026824	0.099731	0,000000	0.093458
H2S	0.000000	0.000000	0.000000	0,000000	0.000000
N2	0.002676	0.000101	0.002452	0,000000	0.002298
C1	0.508650	0.058130	0.469385	0,000000	0.439862
C2	0.144675	0.079100	0.138960	0,000000	0.130220
C3	0.151119	0.250339	0.159766	0,000000	0.149718
IC4	0.034278	0.129977	0.042619	0,000000	0.039938
NC4	0.036300	0.184644	0.049229	0,000000	0.046133
IC5	0.007489	0.086730	0.014396	0,000000	0.013490
NC5	0.004416	0.060163	0.009275	0,000000	0.008691
NC6	0.001093	0.048896	0.005259	0,000000	0.004928
MCP	0.000254	0.011062	0.001196	0,000000	0.001120
BENZENE	0.000090	0.003643	0.000399	0,000000	0.000374
CH	0.000178	0.009019	0.000949	0,000000	0.000889
NC7	0.000116	0.013943	0.001321	0,000000	0.001238
MCH	0.000049	0.005556	0.000529	0,000000	0.000496
TOLUENE	0.000039	0.005092	0.000479	0,000000	0.000449
NC8	0.000031	0.010361	0.000931	0,000000	0.000872
EBENZENE	0.000002	0.000887	0.000080	0,000000	0.000075
MXYLENE	0.000003	0.001490	0.000133	0,000000	0.000125
OXYLENE	0.000003	0.001217	0.000108	0,000000	0.000102
NONA	0.000005	0.004874	0.000429	0,000000	0.000402
C10 _{146,771}	0.000001	0.002674	0.000234	0,000000	0.000219
C10 _{170,974}	0.000000	0.004612	0.000402	0,000000	0.000377
H2O	0.001841	0.000668	0.001739	1,000000	0.064526



TABLA E.5
COMPOSICIÓN DEL FLUJO MULTIFÁSICO EN LA ESTACIÓN SEF-10
EN EL NIVEL DE 60 psig

Componente	Vapor	Líquido	Vapor + Líquido	Agua	Corriente Total
CO2	0.099696	0.006486	0.098787	0,000000	0.055126
H2S	0.000003	0.000001	0.000003	0,000000	0.000002
N2	0.004541	0.000027	0.004497	0,000000	0.002510
C1	0.650307	0.016931	0.644130	0,000000	0.359443
C2	0.128107	0.019455	0.127047	0,000000	0.070896
C3	0.063518	0.033585	0.063226	0,000000	0.035282
IC4	0.012646	0.015946	0.012678	0,000000	0.007075
NC4	0.017913	0.033166	0.018061	0,000000	0.010079
IC5	0.005631	0.025603	0.005826	0,000000	0.003251
NC5	0.004268	0.025546	0.004475	0,000000	0.002497
NC6	0.002578	0.048422	0.003025	0,000000	0.001688
MCP	0.000669	0.014248	0.000801	0,000000	0.000447
BENZENE	0.000315	0.007675	0.000387	0,000000	0.000216
CH	0.000503	0.013988	0.000634	0,000000	0.000354
HEPT	0.000905	0.053468	0.001418	0,000000	0.000791
MCH	0.000207	0.012482	0.000326	0,000000	0.000182
TOLUENE	0.000187	0.015816	0.000339	0,000000	0.000189
OCTN	0.000289	0.051788	0.000791	0,000000	0.000442
EBENZENE	0.000018	0.004371	0.000060	0,000000	0.000034
MXYLENE	0.000013	0.003794	0.000050	0,000000	0.000028
OXYLENE	0.000015	0.004963	0.000063	0,000000	0.000035
NC9	0.000094	0.052184	0.000602	0,000000	0.000336
C10 _{214,578}	0.000001	0.148831	0.001452	0,000000	0.000810
C10 _{259,046}	0.000000	0.388890	0.003793	0,000000	0.002117
H2O	0.00757	0.002334	0.007526	1,000000	0.446171



TABLA E.6
COMPOSICIÓN DEL FLUJO MULTIFÁSICO EN LA ESTACIÓN SED-5
EN EL NIVEL DE 60 psig

Componente	Vapor	Líquido	Vapor + Líquido	Agua	Corriente Total
CO2	0.083742	0.007023	0.073457	0,000000	0.042227
H2S	0.000005	0.000001	0.000005	0,000000	0.000003
N2	0.001891	0.000016	0.001640	0,000000	0.000943
C1	0.623866	0.019472	0.542840	0,000000	0.312052
C2	0.133094	0.024840	0.118581	0,000000	0.068167
C3	0.084725	0.055229	0.080771	0,000000	0.046431
IC4	0.017710	0.028053	0.019096	0,000000	0.010978
NC4	0.025414	0.058300	0.029822	0,000000	0.017143
IC5	0.008418	0.047599	0.013671	0,000000	0.007859
NC5	0.005519	0.040618	0.010224	0,000000	0.005877
NC6	0.003860	0.091550	0.015616	0,000000	0.008977
MCP	0.001745	0.043853	0.007390	0,000000	0.004248
BENZENE	0.000121	0.003133	0.000525	0,000000	0.000302
CH	0.000845	0.027001	0.004351	0,000000	0.002501
HEPT	0.001082	0.080336	0.011706	0,000000	0.006729
MCH	0.001028	0.073295	0.010716	0,000000	0.006160
TOLUENE	0.000102	0.009587	0.001373	0,000000	0.000789
OCTN	0.000773	0.176478	0.024328	0,000000	0.013985
EBENZENE	0.000019	0.005269	0.000723	0,000000	0.000415
MXYLENE	0.000012	0.003982	0.000544	0,000000	0.000313
OXYLENE	0.000035	0.012965	0.001768	0,000000	0.001016
NC9	0.000247	0.177182	0.023967	0,000000	0.013777
C10 _{219,832}	0.000000	0.013275	0.001780	0,000000	0.001023
C10 _{216,769}	0.000000	0.000000	0.000000	0,000000	0.000000
H2O	0.005749	0.000945	0.005105	1,000000	0.428084



TABLA E.7
COMPOSICIÓN DEL FLUJO MULTIFÁSICO EN LA ESTACIÓN SED-7
EN EL NIVEL DE 60 PSIG

Componente	Vapor	Líquido	Vapor + Líquido	Agua	Corriente Total
CO2	0.037526	0.003226	0.036894	0,000000	0.036459
H2S	0.000010	0.000003	0.000010	0,000000	0.000010
N2	0.000567	0.000004	0.000557	0,000000	0.000550
C1	0.653057	0.020738	0.641409	0,000000	0.633836
C2	0.123045	0.023695	0.121215	0,000000	0.119784
C3	0.104766	0.070030	0.104126	0,000000	0.102897
IC4	0.022123	0.035681	0.022373	0,000000	0.022108
NC4	0.029243	0.069235	0.029980	0,000000	0.029626
IC5	0.008807	0.050915	0.009583	0,000000	0.009470
NC5	0.006532	0.049038	0.007315	0,000000	0.007228
NC6	0.003997	0.096124	0.005964	0,000000	0.005627
MCP	0.001097	0.029826	0.001626	0,000000	0.001607
BENZENE	0.000347	0.010287	0.000530	0,000000	0.000524
CH	0.000872	0.030648	0.001420	0,000000	0.001403
HEPT	0.000997	0.074621	0.002353	0,000000	0.002325
MCH	0.000651	0.050041	0.001561	0,000000	0.001543
TOLUENE	0.000219	0.023465	0.000647	0,000000	0.000639
OCTN	0.000483	0.109419	0.002489	0,000000	0.002460
EBENZENE	0.000047	0.014760	0.000318	0,000000	0.000314
MXYLENE	0.000016	0.005859	0.000123	0,000000	0.000122
OXYLENE	0.000009	0.003959	0.000082	0,000000	0.000081
NONA	0.000121	0.084955	0.001683	0,000000	0.001663
C10+	0.000002	0.140987	0.002599	0,000000	0.002568
H2O	0.005468	0.002485	0.005413	1,000000	0.017156



- *Resultados de las caracterizaciones a condiciones de saturación para el gas del campo La Ceibita*

TABLA E.8
COMPOSICIÓN DEL GAS EN LA ESTACIÓN L-63
EN EL NIVEL DE 60 psig

Componente	Vapor
CO2	0.07080000
N2	0.00943950
C1	0.61720000
C2	0.12120000
C3	0.08780000
IC4	0.01740000
NC4	0.02270000
IC5	0.01970000
NC5	0.00924630
NC6	0.00753490
MCP	0.00373000
BENZENE	0.00156100
CH	0.00092150
C7+	0.00476900
H2O	0.00602410



TABLA E.9
COMPOSICIÓN DEL GAS EN LA ESTACIÓN L-63
EN EL NIVEL DE 250 psig

Componente	Vapor
CO2	0.07790000
N2	0.00808650
C1	0.68550000
C2	0.12010000
C3	0.07100000
IC4	0.01180000
NC4	0.01490000
IC5	0.03993300
NC5	0.00219630
NC6	0.00129780
MCP	0.00399330
BENZENE	0.00199670
CH	0.00029950
C7+	0.00079867
H2O	0.00166410



TABLA E.10
COMPOSICIÓN DEL GAS EN LA ESTACIÓN YA-109
EN EL NIVEL DE 60 psig

Componente	Vapor
CO2	0.05120000
N2	0.00000000
C1	0.70870000
C2	0.09840000
C3	0.07280000
IC4	0.01670000
NC4	0.02250000
IC5	0.00776020
NC5	0.00586380
NC6	0.00466000
MCP	0.00165110
BENZENE	0.00051791
CH	0.00125680
C7+	0.00430560
H2O	0.00371200



TABLA E.11
COMPOSICIÓN DEL FLUJO MULTIFÁSICO EN LA ESTACIÓN YA-109
EN EL NIVEL DE 250 psig

Componente	Vapor
CO2	0.063900000
N2	0.001196300
C1	0.743400000
C2	0.107000000
C3	0.052300000
IC4	0.009968900
NC4	0.012700000
IC5	0.002392500
NC5	0.001694700
NC6	0.001196300
MCP	0.000299070
BENZENE	0.000099689
CH	0.000199380
C7+	0.000598130
H2O	0.003112900



TABLA E.12
COMPOSICIÓN DEL FLUJO MULTIFÁSICO EN LA ESTACIÓN G-52
EN EL NIVEL DE 60 psig

Componente	Vapor
CO2	0.1061000
N2	0.0041652
C1	0.6422000
C2	0.1140000
C3	0.0694000
IC4	0.0126000
NC4	0.0195000
IC5	0.0058510
NC5	0.00535520
NC6	0.00476020
MCP	0.00109090
BENZENE	0.00039668
CH	0.00099170
C7+	0.00515690
H2O	0.00829700



TABLA E.13
COMPOSICIÓN DEL FLUJO MULTIFÁSICO EN LA ESTACIÓN G-52
EN EL NIVEL DE 250 PSIG

Componente	Vapor
CO2	0.063900000
N2	0.001196300
C1	0.743400000
C2	0.107000000
C3	0.052300000
IC4	0.009968900
NC4	0.012700000
IC5	0.002392500
NC5	0.001694700
NC6	0.001196300
MCP	0.000299070
BENZENE	0.000099689
CH	0.000199380
C7+	0.000598130
H2O	0.003112900



TABLA E.14
COMPOSICIÓN DEL FLUJO MULTIFÁSICO EN LA ESTACIÓN LCV-PPAL
EN EL NIVEL DE 60 PSIG

Componente	Vapor
CO2	0.06090000
N2	0.00000000
C1	0.65730000
C2	0.11550000
C3	0.08390000
IC4	0.01960000
NC4	0.02890000
IC5	0.00895190
NC5	0.00706200
NC6	0.00507270
MCP	0.00179040
BENZENE	0.00089519
CH	0.00119360
C7+	0.00350800
H2O	0.00534510



TABLA E.15
COMPOSICIÓN DEL FLUJO MULTIFÁSICO EN LA ESTACIÓN LCV-PPAL
EN EL NIVEL DE 250 PSIG

Componente	Vapor
CO2	0.07100000
N2	0.00015936
C1	0.66140000
C2	0.12620000
C3	0.07930000
IC4	0.01500000
NC4	0.01950000
IC5	0.00754240
NC5	0.00421880
NC6	0.00297550
MCP	0.00121620
BENZENE	0.00043420
CH	0.00050568
C7+	0.00168590
H2O	0.00191770

REPORTE DE ANALISIS FISICOQUIMICO PARA GAS Y LIQUIDO
Proyecto N° S0601
ACONDICIONAMIENTO DE GAS Y LIQUIDO ANACO FASE II (AGLA II)
Campo: Soto-Mapiri

Preparado para

PDVSA GAS ANACO

Preparado por: Omar Díaz Barillas

Revisado por: Carlos Cumbe

Schlumberger Venezuela, S.A.

Laboratorio de Análisis de Fluidos

Oilphase-DBR

Carretera Negra – Vía H&P

Base Schlumberger

Anaco – Estado Anzoátegui

Venezuela

(58) 282-4001050 / 4001007

Fecha: Agosto, 2006

Reporte Análisis # 2006PVT-A-032

Oilphase - DBR Garantía de la Calidad

Pozo: SG-7 - Arena: O2 – Yacimiento: SG-11

Análisis Composicional Muestra Gas de Separador - Pozo SG-7 / O2

(Muestra 14.02a /Julio 20, 2006 / 16:20 / Presión Sep: 205 Ipca /Temperatura Sep:90 °F)

Componente	PM (g/mol)	Gas Separador	
		% peso	% mol
Nitrógeno	28.01	0.173	0.147
Dióxido de Carbono	44.01	14.260	7.725
Sulfuro de Hidrógeno	34.08	0.000	0.000
Metano	16.04	46.400	68.957
Etano	30.07	14.761	11.704
Propano	44.10	13.466	7.281
I – Butano	58.12	3.428	1.406
N – Butano	58.12	4.344	1.782
I – Pentano	72.15	1.389	0.459
N – Pentano	72.15	0.950	0.314
N – Hexanos	86.18	0.470	0.130
M-C-Pentano	84.16	0.085	0.024
Benzeno	78.11	0.046	0.014
Cyclohexano	84.16	0.064	0.018
N - Heptanos	100.20	0.076	0.018
M-C-Hexano	98.19	0.000	0.000
Tolueno	92.14	0.046	0.012
N - Octanos	114.23	0.024	0.005
E-Benzeno	106.17	0.000	0.000
M/P-Xyleno	106.17	0.004	0.001
O-Xyleno	106.17	0.009	0.002
N - Nonanos	128.26	0.005	0.001
pseudo C10H22	134.00	0.000	0.000
pseudo C11H24	147.00	0.000	0.000
C12+	-	0.000	0.000
Total		100,00	100,00

Propiedades Calculadas Muestra Gas de Separador Pozo SG-7 / O2

(Muestra 14.02a / Julio 20, 2006 / 16:20/ Presión Sep: 205 lpc / Temperatura Sep:90 °F)

Propiedades	Gas Separador	
Masa Molar	23.84	g/mol
Densidad	0.00101	g/cm ³
Densidad relativa	0.8231	
Viscosidad	0.00932	cP
Contenido de calor bruto	1232.6	Btu/ cu ft
Contenido de calor neto	1211.1	Btu/ cu ft
	Masa molar	Densidad
Fracción Cn+	(g/mol)	(g/cm ³)
C5+	75.4	0.669
C6+	86.6	0.724
C7+	98.9	0.745
Contenido líquido		
Volumen (GPM)		
C2+	6.507	gal/Mcu ft
C3+	3.384	gal/Mcu ft
C4+	1.387	gal/Mcu ft
C5+	0.373	gal/Mcu ft
Contenido de H ₂ S (Draguer)	3	ppm
Contenido de Mecaptanos (Draguer)	0	ppm
Contenido de Humedad (Draguer)	62.44	Lb/MM cu ft
Punto de rocío (Método gráfico)	58	°F
Presión Crítica, Pc	692.9	lpc
Temperatura Crítica, Tc	424.4	°R
Fg	1.1020	
Fpv	1.0250	
Z @ a 14.7 lpc & 60 °F	0.9960	
Z @ a P/T condiciones de muestreo	0.9524	

Análisis Fase de Hidrocarburos Líquidos – Pozo SG-7 / O2

(Muestra 14.02b /Julio 20, 2006 / 16:20 / Presión Sep: 205 lpc /Temperatura Sep:90 °F)

ANALISIS	RESULTADO	UNIDAD	METODO
Gravedad Específica (60/60)	0.7599		ASTM D4052-96
Gravedad API	54.7		ASTM D4052-96
Punto de Inflamación (Pensky-Marten)	3	°F	ASTM D93-02
Límite Inferior de Inflamabilidad	0.85	% Volumen	TAG /NFPA 325
Viscosidad a 100 °F	0.77	cP	ASTM D445-04
Viscosidad a 122 °F	0.61	cP	ASTM D445-04
Densidad Líquido de Separador a P/T	45.17	lbm/ft ³	AP515p - ASTM D4052-96

Análisis Fase de Agua Líquida - Pozo SG-7 / O2

(Muestra 14.02b /Julio 20, 2006 / 16:20 / Presión Sep: 205 lpc /Temperatura Sep:90 °F)

ANALISIS	RESULTADO	UNIDAD	METODO
Densidad del Agua a P/T	-	lbm/ft ³	AP515p - ASTM D4052-96

Nota: no hubo presencia de agua.

Análisis Composicional Muestra de Líquido de Separador - Pozo SG-7 / O2
(Muestra 14.02b / Julio 20, 2006 / 16:20 / Presión Sep: 205 lpc / Temperatura Sep: 90 °F)

Componente	PM (g/mol)	Líquido de Flash		Gas de Flash		Líquido de Separador	
		% molar	% peso	% molar	% peso	% molar	% peso
Nitrógeno	28.01	0.000	0.000	0.042	0.028	0.007	0.002
Dióxido de Carbono	44.01	0.000	0.000	5.570	5.765	0.981	0.426
Sulfuro de Hidrógeno	34.08	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Metano	16.04	0.000	0.000	17.579	6.633	3.097	0.490
Etano	30.07	0.398	0.105	18.564	13.128	3.599	1.068
Propano	44.10	2.687	1.040	28.427	29.481	7.222	3.142
I - Butano	58.12	2.209	1.127	8.353	11.418	3.292	1.887
N - Butano	58.12	4.580	2.336	12.046	16.467	5.896	3.380
I - Pentano	72.15	4.134	2.617	3.772	6.401	4.070	2.897
N - Pentano	72.15	3.843	2.433	2.730	4.632	3.647	2.596
N - Hexanos	86.20	7.961	6.022	1.617	3.278	6.843	5.819
M-C-Pentano	84.16	3.671	2.711	0.344	0.681	3.085	2.561
Benzeno	78.11	0.029	0.020	0.184	0.338	0.056	0.043
Cyclohexano	84.16	2.532	1.870	0.259	0.513	2.131	1.770
N - Heptanos	100.21	8.423	7.406	0.261	0.615	6.986	6.903
M-C-Hexano	98.19	6.440	5.549	0.005	0.012	5.306	5.140
Tolueno	92.14	1.137	0.919	0.118	0.256	0.957	0.870
N - Octanos	114.23	14.620	14.655	0.067	0.180	12.056	13.585
E-Benzeno	106.17	1.524	1.420	0.003	0.007	1.256	1.315
M/P-Xyleno	106.17	0.845	0.787	0.005	0.012	0.697	0.730
O-Xyleno	106.17	0.336	0.313	0.019	0.047	0.280	0.293
N - Nonanos	128.26	10.830	12.189	0.024	0.072	8.926	11.294
pseudo C10H22	134.00	6.254	7.354	0.011	0.035	5.154	6.813
pseudo C11H24	147.00	4.182	5.395	0.000	0.000	3.445	4.996
pseudo C12H26	161.00	3.116	4.402	0.000	0.000	2.567	4.077
pseudo C13H28	175.00	3.215	4.937	0.000	0.000	2.649	4.572
pseudo C14H30	190.00	1.852	3.088	0.000	0.000	1.526	2.860
pseudo C15H32	206.00	1.306	2.361	0.000	0.000	1.076	2.186
pseudo C16H34	222.00	1.139	2.219	0.000	0.000	0.938	2.055
pseudo C17H36	237.00	0.070	0.146	0.000	0.000	0.058	0.135
pseudo C18H38	251.00	0.730	1.608	0.000	0.000	0.601	1.489
pseudo C19H40	263.00	0.494	1.140	0.000	0.000	0.407	1.056
pseudo C20H42	275.00	0.352	0.849	0.000	0.000	0.290	0.787
pseudo C21H44	291.00	0.353	0.901	0.000	0.000	0.291	0.835
pseudo C22H46	300.00	0.280	0.737	0.000	0.000	0.231	0.683
pseudo C23H48	312.00	0.151	0.413	0.000	0.000	0.124	0.383
pseudo C24H50	324.00	0.090	0.256	0.000	0.000	0.074	0.237
pseudo C25H52	337.00	0.070	0.207	0.000	0.000	0.058	0.192
pseudo C26H54	349.00	0.062	0.190	0.000	0.000	0.051	0.176
pseudo C27H56	360.00	0.041	0.130	0.000	0.000	0.034	0.120
pseudo C28H58	372.00	0.023	0.075	0.000	0.000	0.019	0.070
pseudo C29H60	382.00	0.011	0.037	0.000	0.000	0.009	0.034
pseudo C30H62	394.00	0.004	0.014	0.000	0.000	0.003	0.013
pseudo C31H64	404.00	0.003	0.011	0.000	0.000	0.002	0.010
pseudo C32H66	415.00	0.002	0.007	0.000	0.000	0.002	0.007
pseudo C33H69	426.00	0.001	0.004	0.000	0.000	0.001	0.003
pseudo C34H70	437.00	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
pseudo C35H72	445.00	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C36+	-	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Total		100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
MM Fluido				42.52		101.37	
Relación molar				0.1762		1.0000	

Propiedades Calculadas Muestra de Líquido de Separador-Pozo SG-7 / O2

(Muestra 14.02b /Julio 20, 2006 / 16:20 / Presión Sep: 205 lpca /Temperatura Sep:90 °F)

Propiedades	Líquido de Flash	Gas de Flash	Líquido de Separador
% Mol			
C7+	67.96	0.51	56.07
C12+	13.37	0.00	11.01
C20+	1.44	-	1.19
% Peso			
C7+	79.72	-	73.92
C12+	23.73	-	21.98
C20+	3.83	-	3.55
Masa Molar			
C7+	133.68	102.51	133.63
C12+	202.35	-	202.35
C20+	302.55	-	302.55
C36+	-	-	-
Densidad			
C7+	0.797	-	-
C12+	0.899	-	0.899
C20+	0.954	-	0.954
C36+	-	-	-
Fluido a 60°F	0.760	-	-
Gravedad API			
	54.7		
Densidad relativa (Air = 1)			
	-	1.468	-
Contenido de Calor bruto (BTU/scf)			
	-	2244.3	-
Contenido de Calor neto (BTU/scf)			
	-	2205.1	-

Nota: Solo se presenta una muestra del análisis.



**REPORTE DE ANALISIS FISICOQUIMICO PARA GAS Y LÍQUIDO
DEL CAMPO LA CEIBITA**



ESTACION PRINCIPAL LA CEIBITA GAS SEPARADOR 60PSI DIA 15-11-2004 HORA 8:00AM
RFL-04264(1527)

HYDROCARBON ANALYSIS OF GAS SAMPLE

Cylinder Number	Moles Weight		Gas Critical Properties	Density (g/cc @ 60)	Mole Weight (g/m ³)
Hydrogen	0.00	0.00	Pentanes Plus Fraction	0.6706	80.0
Hydrogen Sulphide	0.00	0.00	Hexanes Plus Fraction	0.7216	89.9
Carbon Dioxide	6.12	10.50	Heptanes Plus Fraction	0.7641	92.3
Nitrogen	0.00	0.00	Undecanes Plus Fraction	-	-
Methane	68.08	41.35	Real Relative Density (Air = 1.0) (Standard M-F)		0.8901
Ethane	11.61	13.62	Whole Sample Mole Weight (g/m ³)		25.64
Propane	8.44	14.51	Whole Sample (Heptane based) Density (g/cc @ 60°F)		0.3995
i-Butane	1.97	4.47			
n-Butane	2.91	6.59			
neo-Pentane	0.00	0.00			
i-Pentane	0.90	2.52			
n-Pentane	0.71	1.99			
Hexanes	0.51	1.73			
M-C-Pentane	0.18	0.59			
Benzene	0.09	0.27			
Cyclohexane	0.12	0.39			
Heptanes	0.13	0.52			
M-C-Hexane	0.10	0.40			
Toluene	0.05	0.20			
Octanes	0.03	0.13			
E-Benzene	0.01	0.02			
M/P-Xylene	0.01	0.05			
O-Xylene	0.00	0.00			
Nonanes	0.03	0.13			
Decanes	0.00	0.02			
Undecanes+	0.00	0.00			
Totals	100.00	100.00			

Notes		
Ideal Gross Calorific Value	1373.3	BTU/scf dry gas
Ideal Net Calorific Value	1250.7	BTU/scf dry gas
Pseudo Critical Pressure, Pc	679.7	psia
Pseudo Critical Temperature, Tc	442.4	Rankine
Sampling Pressure	65	psig
Sampling Temperature	75	°F
Gas Compressibility Factor, Z	0.9948	@ 14.7psia & 60°F
GPM (C3+)		4,949
GPM (C2+)		8,040

Sampling Date: NOV, 19 2004

CONDICIONES DE CAMPO

H2S:10PPM

H2O:3PPM



ESTACION PRINCIPAL LA CEIBITA GAS SEPARADOR 250 PSI
RFL-04264(1320)

HYDROCARBON ANALYSIS OF GAS SAMPLE

Component	Mole %	Weight %	Component	Density (g/cc @ 60°F)	Molecular Weight
Hydrogen	0.00	0.00	Pentanes Plus Fraction	0.6647	79.5
Hydrogen Sulphide	0.00	0.00	Hexanes Plus Fraction	0.7161	90.3
Carbon Dioxide	7.10	12.55	Heptanes Plus Fraction	0.7554	93.2
Nitrogen	0.71	0.80	Undecanes Plus Fraction	0.7890	147.0
Methane	66.09	42.60	Real Gas Density		0.8635
Ethane	12.62	15.25	Gas Gravity (Relative to Air)		24.89
Propane	7.96	14.10	Gas Sample Molecular Weight		
i-Butane	1.51	3.54	Gas Specific Gravity (Relative to Air)		0.3949
n-Butane	1.98	4.62			
neo-Pentane	0.00	0.00			
i-Pentane	0.78	2.25			
n-Pentane	0.44	1.28			
Hexanes	0.34	1.19			
M-C-Pentane	0.14	0.47	Ideal Gross Calorific Value	1297.1	BTU/scf dry gas
Benzene	0.05	0.17	Ideal Net Calorific Value	1180.0	BTU/scf dry gas
Cyclohexane	0.06	0.20	Pseudo Critical Pressure, Pc	686.6	psia
Heptanes	0.08	0.34	Pseudo Critical Temperature, Tc	433.8	Rankine
M-C-Hexane	0.06	0.25	Sampling Pressure	215	psig
Toluene	0.02	0.09	Sampling Temperature	76	°F
Octanes	0.05	0.21	Gas Compressibility Factor, Z	0.9953	@ 14.7psia & 60°F
E-Benzene	0.00	0.00	Gas Compressibility at Sampling Conditions		0.9386
M/P-Xylene	0.00	0.00	GPM (C3+)		4,061
O-Xylene	0.00	0.00	GPM (C2+)		7,422
Nonanes	0.01	0.06			
Decanes	0.00	0.00			
Undecanes+	0.00	0.03			
Totals	100.00	100.00			

Sampling Date: DEC 10, 2004
CONDICIONES DE CAMPO
 H2S: 8PPM
 H2O: 0.9 PPM
 HORA: 9.10AM



LABORATORY TEST RESULT

Lab Number: 240884		Customer: TVENCA		ATTN: Jackeline Carvajal	
CLIENT ID: Est. YA-109		LABORATORY ID: 240884-0041		DATE RECEIVED: 11/28/04	
DATE SAMPLED: 11/28/04		TIME RECEIVED: 10:58		MUESTREO POR: Core Lab.	
TIME SAMPLED: 14:30		WORK DESCRIPTION: Separador 60, Campo La Ceiba			
TEST DESCRIPTION	FINAL RESULT	LIMITS/OIL	UNITS OF MEASURE	METHODS	
Agua y Sedimentos (BSW)				ASTM D 1796-07	
Agua	<0.1	0.1	% v/v		
Sedimento	<0.1	0.1	% v/v		
Agua y Sedimentos	<0.1	0.1	%		
Gravedad API @ 60 oF	49.1	52.57		ASTM D 287-00	
Contenido de Sal	<1.0	1.0	PTB	ASTM D 3230-99	
Viscosidad Cinematica a 104 oF	1.31	0.1	cSt	ASTM D 445-01	
Destilación Atmosferica				ASTM D 86-01	
Punto Inicial de Ebullicion	140	0	oF		
5% Destilado	183	0	oF		
10% Destilado	225	0	oF		
15% Destilado	239	0	oF		
20% Destilado	251	0	oF		
25% Destilado	261	0	oF		
30% Destilado	268	0	oF		
35% Destilado	279	0	oF		
40% Destilado	284	0	oF		
45% Destilado	295	0	oF		
50% Destilado	302	0	oF		
55% Destilado	310	0	oF		
60% Destilado	333	0	oF		
65% Destilado	349	0	oF		
70% Destilado	370	0	oF		
75% Destilado	392	0	oF		
80% Destilado	423	0	oF		
85% Destilado	470	0	oF		
90% Destilado	537	0	oF		
95% Destilado	599	0	oF		
Punto Final Ebullicion	647	0	oF		
Porcentaje Destilado	96.0	0	% Volumen		
Porcentaje Total Recuperado	99.5	0	% Volumen		
Porcentaje de Residuo	3.5	0	% Volumen		
Porcentaje de Perdidas	0.5	0	% Volumen		
Viscosidad Cinematica a 80 oF	1.35	0.1	cSt	ASTM D 445-01	
Viscosidad Cinematica a 90 oF	1.33	0.1	cSt	ASTM D 445-01	

CLB
VENUELA
VENEZUELA



LABORATORY TEST RESULT

Job Number: 240884		Customer: JIVENGA		ATIN: Jacqueline Cayula	
CLIENT I.D.: Est. La Ceiba		LABORATORY ID.: 240884-0059		DATE RECEIVED: 11/20/04	
DATE SAMPLED.: 11/18/04		TIME RECEIVED: 15:47		MUESTREADO POR: Core Lab.	
TIME SAMPLED.:					
WORK DESCRIPTION.: Separador 250, Campo La Ceiba					
TEST DESCRIPTION	FINAL RESULT	LIMITS/DEL	UNITS OF MEASURE	METHODS	
Agua y Sedimentos (BSW)				ASTM D 1796-97	
Agua	<0.1	0.1	% w/v		
Sedimento	<0.1	0.1	% w/v		
Agua y Sedimentos	<0.1	0.1	%		
Gravedad API @ 60 oF	53.2	0.1		ASTM D 257-00	
Contenido de Sal	<1.0	1.0	PTB	ASTM D 3230-99	
Viscosidad Cinematica a 104 oF	1.16	0.1	cSt	ASTM D 445-01	
Destilación Atmosferica				ASTM D 85-01	
Punto Inicial de Ebullicion	100	0	oF		
5% Destilado	158	0	oF		
10% Destilado	178	0	oF		
15% Destilado	192	0	oF		
20% Destilado	205	0	oF		
25% Destilado	214	0	oF		
30% Destilado	225	0	oF		
35% Destilado	234	0	oF		
40% Destilado	243	0	oF		
45% Destilado	252	0	oF		
50% Destilado	261	0	oF		
55% Destilado	273	0	oF		
60% Destilado	284	0	oF		
65% Destilado	298	0	oF		
70% Destilado	318	0	oF		
75% Destilado	349	0	oF		
80% Destilado	388	0	oF		
85% Destilado	448	0	oF		
90% Destilado	530	0	oF		
95 % Destilado	585	0	oF		
Punto Final Ebullicion	610	0	oF		
Porcentaje Destilado	98	0	% Volumen		
Porcentaje Total Recuperado	99.6	0	% Volumen		
Porcentaje de Residuo	1.6	0	% Volumen		
Porcentaje de Perdidas	0.4	0	% Volumen		
Viscosidad Cinematica a 80 oF	1.21	0.1	cst	ASTM D 445-01	
Viscosidad Cinematica a 90 oF	1.19	0.1	cSt	ASTM D 445-01	

CLB
LABORATORIES
VENEZUELA

APENDICE F

LISTADO DE EQUIPOS DE ESTACIONES DE RECOLECCIÓN Y FLUJO

➤ *Estaciones de Recolección. Opción 1,2,3,4*

TABLA F.1
VÁLVULAS MULTIPUERTOS

Descripción	Cantidad	Tipo	Dimensiones
PAQUETE DE VÁLVULAS MULTIPUERTO Nivel 60 psig	9	Multipuerto	'4" x 8"
PAQUETE DE VÁLVULAS MULTIPUERTO Nivel 250 psig	9	Multipuerto	'4" x 8"

TABLA F.2
SISTEMA DE ALIVIO Y VENDEO

Descripción	Cantidad	Tipo
KOD ALIVIO VENDEO Y DESPRESURIZACIÓN	9	Horizontal
FLARE	9	Vertical
BOMBAS KOD	9	Centrífuga horizontal

TABLA F.3
PAQUETE DE INYECCIÓN DE QUÍMICO

Descripción	Cantidad	Tipo
FILTRO DE GAS COMBUSTIBLE	9	Removible
DEPURADOR DE GAS COMBUSTIBLE	9	Vertical
CALENTADOR ELECTRICO DE GAS COMBUSTIBLE	9	Vertical
TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE QUÍMICO	9	Vertical (fondo cónico)
BOMBAS DOSIFICADORAS DE QUÍMICO	9	Diafragma

TABLA F.4
TRAMPAS DE ENVÍO DE LA OPCIÓN 1

Descripción	Cantidad	Tipo	Dimensiones
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 60 psig	2	Horizontal	Diámetro de línea: 20" Diámetro del barril: 26"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 60 psig	5	Horizontal	'Diámetro de línea: 26" Diámetro del barril: 30"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 60 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 16" Diámetro del barril: 20"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 250 psig	3	Horizontal	'Diámetro de línea: 16" Diámetro del barril: 20"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 250 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 12" Diámetro del barril: 16"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 250 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 10" Diámetro del barril: 12"

TABLA F.5
TRAMPAS DE RECIBO DE LA OPCIÓN 1

Descripción	Cantidad	Tipo	Dimensiones
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 60 psig	2	Horizontal	Diámetro de línea: 20" Diámetro del barril: 26"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 60 psig	5	Horizontal	'Diámetro de línea: 26" Diámetro del barril: 30"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 60 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 16" Diámetro del barril: 20"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 250 psig	3	Horizontal	'Diámetro de línea: 16" Diámetro del barril: 20"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 250 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 12" Diámetro del barril: 16"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 250 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 10" Diámetro del barril: 12"

Nota: Para los separadores de prueba ver tabla 5.18

➤ Estaciones de Flujo. Opción 2,3,4

TABLA F.6
PAQUETE DE GAS COMBUSTIBLES

Descripción	Cantidad/ Opción		Tipo	Dimensiones
	2-3	4		
DEPURADOR DE GAS COMBUSTIBLE	1	2	Vertical	
FILTRO DE GAS COMBUSTIBLE	1	2	Removible	
CALENTADOR ELECTRICO DE GAS COMBUSTIBLE	1	2	Vertical	
BOMBAS DE TRANSFERENCIA DE LÍQUIDO	2	4	Centrífuga	
TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LÍQUIDOS	2	4	Vertical	Ver tabla 5.18

TABLA F.7
PAQUETE DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES

Descripción	Cantidad/Opción		Tipo
	2-3	4	
TANQUILLA DE CRUDO RECUPERADO	1	2	Horizontal
BOMBAS DE CRUDOS RECUPERADOS	1	2	Centrífuga Horizontal
TANQUE DE INYECCIÓN DE QUÍMICA	1	2	Vertical (fondo cónico)
BOMBAS DE INYECCIÓN DE QUÍMICA	1	2	Diafragma
TANQUILLA AMORTIGUADORA	1	2	Horizontal
BOMBAS RECOLECTORAS DE EFLUENTES	1	2	Centrífuga Horizontal
BOMBAS RECOLECTORAS DE CRUDO	1	2	Centrífuga Horizontal
TANQUILLA RECOLECTORA DE LODOS	1	2	Horizontal
BOMBAS DE LODO	1	2	Desplazamiento positivo
SEPARADOR (CPS) DE PLACAS CORRUGADAS	1	2	Horizontal
LECHO DE SECADO DE LODOS	1	2	Vertical

TABLA F.8
PAQUETE DE UNIDAD RECUPERADORA DE VAPOR (REVA)

Descripción	Cantidad/Opción		Tipo
	2-3	4	
DEPURADOR DE ENTRADA (URV)	1	2	Vertical
COMPRESOR DE GAS (URV)	1	2	Tornillo
BOMBAS DE LÍQUIDO RECUPERADO (URV)	1	2	Horizontal
FILTROS DE ACEITE (URV)	1	2	Removible
DEPURADOR DE ACEITE DE LUBRICACIÓN (URV)	1	2	Vertical
BOMBAS DE ACEITE DE LUBRICACIÓN (URV)	1	2	Tornillo
ENFRIADOR DE GAS (URV)	1	2	Fin Fan

TABLA F.9
PAQUETE DE AIRE DE SERVICIO E INSTRUMENTO

Descripción	Cantidad/Opción		Tipo
	2-3	4	
COMPRESOR DE AIRE DE INSTRUMENTOS	1	2	Tornillo
COMPRESOR DE AIRE DE SERVICIOS	1	2	Tornillo
RECIBIDOR DE AIRE DE INSTRUMENTOS	1	2	Vertical
RECIBIDOR DE AIRE DE SERVICIOS	1	2	Vertical
FILTRO DE AIRE	1	2	Removible
SECADOR DE AIRE	1	2	Desecante

TABLA F.10
PAQUETE DE SISTEMA CONTRA INCENDIO

Descripción	Cantidad/Opción		Tipo
	2-3	4	
SISTEMA CONTRA INCENDIO	1	2	Vertical
BOMBA CENTRÍFUGA SISTEMA CONTRA INCENDIO	1	2	Centrífuga Horizontal
TANQUE DE CONCENTRADO DE ESPUMA	1	2	Vertical
BOMBA DE CONCENTRADO DE ESPUMA	1	2	Centrífuga Horizontal

TABLA F.11
SISTEMA DE ALIVIO Y VENDEO/DESVÍO DE PLANTA

Descripción	Cantidad/Opción		Tipo
	2-3	4	
KOD ALIVIO VENDEO Y DESPRESURIZACIÓN	10	10	Horizontal
FLARE	10	10	Vertical
BOMBAS KOD	10	10	Centrífuga horizontal

TABLA F.12
PAQUETE DE AGUA POTABLE Y SERVICIOS

Descripción	Cantidad/Opción		Tipo	Dimensiones
	2-3	4		
TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DE SERVICIO	1	2	Vertical	Ver tabla 5.18
BOMBA DE AGUA DE SERVICIO	1	2	Centrífuga Horizontal	
TANQUE PULMÓN PARA EL SISTEMA HIDRONEUMÁTICO	1	2	Vertical	

TABLA F.13
TRAMPAS DE ENVÍO DE LA OPCIÓN 2

Descripción	Cantidad	Tipo	Dimensiones
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 60 psig	2	Horizontal	Diámetro de línea: 20" Diámetro del barril: 26"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 60 psig	6	Horizontal	'Diámetro de línea: 26" Diámetro del barril: 30"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 60 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 16" Diámetro del barril: 20"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 60 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 10" Diámetro del barril: 12"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 250 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 10" Diámetro del barril: 12"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 250 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 12" Diámetro del barril: 16"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 250 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 16" Diámetro del barril: 20"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 250 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 20" Diámetro del barril: 26"

TABLA F.14
TRAMPAS DE RECIBO DE LA OPCIÓN 2

Descripción	Cantidad	Tipo	Dimensiones
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 60 psig	2	Horizontal	Diámetro de línea: 20" Diámetro del barril: 26"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 60 psig	6	Horizontal	'Diámetro de línea: 26" Diámetro del barril: 30"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 60 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 16" Diámetro del barril: 20"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 60 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 10" Diámetro del barril: 12"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 250 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 10" Diámetro del barril: 12"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 250 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 12" Diámetro del barril: 16"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 250 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 16" Diámetro del barril: 20"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 250 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 20" Diámetro del barril: 26"

TABLA F.15
TRAMPAS DE ENVÍO DE LA OPCIÓN 3

Descripción	Cantidad	Tipo	Dimensiones
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 60 psig	2	Horizontal	Diámetro de línea: 20" Diámetro del barril: 26"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 60 psig	5	Horizontal	'Diámetro de línea: 26" Diámetro del barril: 30"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 60 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 16" Diámetro del barril: 20"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 60 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 10" Diámetro del barril: 12"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 250 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 10" Diámetro del barril: 12"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 250 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 12" Diámetro del barril: 16"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 250 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 16" Diámetro del barril: 20"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 1200 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 10" Diámetro del barril: 12"

TABLA F.16
TRAMPAS DE RECIBO DE LA OPCIÓN 3

Descripción	Cantidad	Tipo	Dimensiones
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 60 psig	2	Horizontal	Diámetro de línea: 20" Diámetro del barril: 26"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 60 psig	5	Horizontal	'Diámetro de línea: 26" Diámetro del barril: 30"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 60 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 16" Diámetro del barril: 20"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 60 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 10" Diámetro del barril: 12"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 250 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 10" Diámetro del barril: 12"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 250 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 12" Diámetro del barril: 16"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 250 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 16" Diámetro del barril: 20"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 1200 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 10" Diámetro del barril: 12"

TABLA F.17
TRAMPAS DE ENVÍO DE LA OPCIÓN 4

Descripción	Cantidad	Tipo	Dimensiones
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 60 psig	3	Horizontal	Diámetro de línea: 20" Diámetro del barril: 26"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 60 psig	6	Horizontal	'Diámetro de línea: 26" Diámetro del barril: 30"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 60 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 16" Diámetro del barril: 20"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 60 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 10" Diámetro del barril: 12"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 250 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 10" Diámetro del barril: 12"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 250 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 12" Diámetro del barril: 16"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 250 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 16" Diámetro del barril: 20"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 250 psig	3	Horizontal	'Diámetro de línea: 20" Diámetro del barril: 26"
TRAMPAS DE ENVIO Nivel 250 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 26" Diámetro del barril: 30"

TABLA F.18
TRAMPAS DE RECIBO DE LA OPCIÓN 4

Descripción	Cantidad	Tipo	Dimensiones
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 60 psig	3	Horizontal	Diámetro de línea: 20" Diámetro del barril: 26"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 60 psig	6	Horizontal	'Diámetro de línea: 26" Diámetro del barril: 30"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 60 psig	2	Horizontal	'Diámetro de línea: 16" Diámetro del barril: 20"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 60 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 10" Diámetro del barril: 12"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 250 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 10" Diámetro del barril: 12"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 250 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 12" Diámetro del barril: 16"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 250 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 16" Diámetro del barril: 20"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 250 psig	3	Horizontal	'Diámetro de línea: 20" Diámetro del barril: 26"
TRAMPAS DE RECIBO Nivel 250 psig	1	Horizontal	'Diámetro de línea: 26" Diámetro del barril: 30"

TABLA F.19
PAQUETE DE COMPRESIÓN DE LA OPCIÓN 3

Descripción	Tipo
Depurador de Entrada Nivel 60 psig	Vertical
Depurador de Entrada Nivel 250 psig	Vertical
Depurador Ent. 1era Etapa Nivel 250 psig	Vertical
Depurador Desc. Nivel 60 psig	Vertical
Depurador Desc. 1era Etapa Nivel 250 psig	Vertical
Depurador Desc. 2da Etapa Nivel 250 psig	Vertical
Slug Cacher Nivel 60 psig	Horizontal
Slug Cacher Nivel 250 psig	Horizontal
KOD Desvío de Planta	Horizontal
Enfriador Nivel 60 psig	Por aire
Enfriador 1era Etapa Nivel 250 psig	Por aire
Enfriador 2da Etapa Nivel 250 psig	Por aire
Mechurrio Desvío de Planta	Vertical
Turbocompresor Nivel 60 psig	Centrífugo
Turbocompresor 1era. Etapa Nivel 250 psig	Centrífugo
Turbocompresor 2da. Etapa Nivel 250 psig	Centrífugo

TABLA F.20
SEPARADORES DE PRODUCCIÓN DE LAS OPCIONES 2 Y 3

Descripción	Cantidad	Tipo	Dimensiones	Boquillas de Producción		
				Entrada (in)	Salida Gas (in)	Salida de Líquido (in)
SEPARADOR BIFÁSICO (PRODUCCIÓN) Nivel 60 psig	2	Vertical	'Diámetro: 4' - 0" Longitud 17' - 3"	20	16	4
SEPARADOR BIFÁSICO (PRODUCCIÓN) Nivel 250 psig	2	Vertical	'Diámetro: 3' - 0" Longitud 13' - 5"	12	10	2

TABL F.21
SEPARADORES DE PRODUCCIÓN DE LA OPCIÓN 4 EN EL CAMPO LA CEIBITA

Descripción	Cantidad	Tipo	Dimensiones	Boquillas de Producción		
				Entrada (in)	Salida Gas (in)	Salida de Líquido (in)
SEPARADOR BIFÁSICO (PRODUCCIÓN) Nivel 60 psig	2	Vertical	'Diámetro: 5' - 0" Longitud 21' - 10"	26	26	6
SEPARADOR BIFÁSICO (PRODUCCIÓN) Nivel 250 psig	2	Vertical	'Diámetro: 4' - 0" Longitud 16' - 9"	20	16	4

OPCION N°1					
LINEAS DE RECOLECCIÓN					
ITEM	DESCRIPCION	UND	CANT.	P. UNITARIO	TOTAL
DISCIPLINA CIVIL					
1	ACERO ESTRUCTURAL	TON	351,00	7.500.000,00	2.632.500.000,00
TOTAL					2.632.500.000,00
DISCIPLINA MECANICA					
TUBERÍAS Y ACCESORIOS					
1	TUBERÍA 10" SCH 40	JTA	2.033,00	5.412.000,00	11.002.596.000,00
2	TUBERÍA 16" SCH 40	JTA	1.394,00	8.271.000,00	11.529.774.000,00
3	TUBERÍA 20" SCH 40	JTA	2.482,00	9.520.000,00	23.628.640.000,00
4	TUBERÍA 26" SCH 40	JTA	4.060,42	10.620.000,00	43.121.625.000,00
5	VALVULAS Y ACCESORIOS	SG	1,00	2.500.000.000,00	2.500.000.000,00
TOTAL					91.782.635.000,00
TRAMPAS DE ENVIO					
1	TRAMPAS DE ENVIO NIVEL 60 PSIG DIAMETRO DE LINEA 20" DIAMETRO DEL BARRIL 26"	UND	2,00	33.000.000,00	66.000.000,00
2	TRAMPAS DE ENVIO NIVEL 60 PSIG DIAMETRO DE LINEA 26" DIAMETRO DEL BARRIL 30"	UND	5,00	41.000.000,00	205.000.000,00
3	TRAMPAS DE ENVIO NIVEL 60 PSIG DIAMETRO DE LINEA 16" DIAMETRO DEL BARRIL 20"	UND	2,00	28.500.000,00	57.000.000,00
4	TRAMPAS DE ENVIO NIVEL 250 PSIG DIAMETRO DE LINEA 10" DIAMETRO DEL BARRIL 12"	UND	1,00	26.850.000,00	26.850.000,00
5	TRAMPAS DE ENVIO NIVEL 250 PSIG DIAMETRO DE LINEA 12" DIAMETRO DEL BARRIL 16"	UND	2,00	30.200.000,00	60.400.000,00
6	TRAMPAS DE ENVIO NIVEL 250 PSIG DIAMETRO DE LINEA 16" DIAMETRO DEL BARRIL 20"	UND	3,00	31.000.000,00	93.000.000,00
TRAMPAS DE RECIBO					
1	TRAMPAS DE RECIBO NIVEL 60 PSIG DIAMETRO DE LINEA 20" DIAMETRO DEL BARRIL 26"	UND	2,00	33.000.000,00	66.000.000,00
2	TRAMPAS DE RECIBO NIVEL 60 PSIG DIAMETRO DE LINEA 26" DIAMETRO DEL BARRIL 30"	UND	5,00	41.000.000,00	205.000.000,00
3	TRAMPAS DE RECIBO NIVEL 60 PSIG DIAMETRO DE LINEA 16" DIAMETRO DEL BARRIL 20"	UND	2,00	28.500.000,00	57.000.000,00
4	TRAMPAS DE RECIBO NIVEL 60 PSIG DIAMETRO DE LINEA 10" DIAMETRO DEL BARRIL 12"	UND	1,00	26.850.000,00	26.850.000,00
5	TRAMPAS DE RECIBO NIVEL 250 PSIG DIAMETRO DE LINEA 12" DIAMETRO DEL BARRIL 16"	UND	2,00	30.200.000,00	60.400.000,00
6	TRAMPAS DE RECIBO NIVEL 250 PSIG DIAMETRO DE LINEA 16" DIAMETRO DEL BARRIL 20"	UND	3,00	31.000.000,00	93.000.000,00
TOTAL					1.016.500.000,00
DISCIPLINA INSTRUMENTACIÓN					
1	MATERIALES Y EQUIPOS DE INSTRUMENTACIÓN	SG	1,00	185.500.000,00	185.500.000,00
TOTAL					185.500.000,00
TOTAL GENERAL PROCURA					95.617.135.000,00

OPCION N°1					
ESTACIONES DE RECOLECCIÓN					
ITEM	DESCRIPCION	UND	CANT.	P. UNITARIO	TOTAL
DISCIPLINA CIVIL					
1	ACERO ESTRUCTURAL	TON	1.200,00	7.500.000,00	9.000.000.000,00
TOTAL					9.000.000.000,00
DISCIPLINA MECANICA					
SISTEMA DE ALIVIO Y VENDEO					
1	KOD ALIVIO VENDEO Y DESPRESURIZACION	UND	9,00	200.805.000,00	1.807.245.000,00
2	FLARE	UND	9,00	185.000.000,00	1.665.000.000,00
3	BOMBAS	UND	9,00	85.000.000,00	765.000.000,00
TOTAL					4.237.245.000,00
SEPARADORES BIFASICOS					
1	SEPARADORE BIFASICO (PRUEBA) NIVEL 60 PSIG; ø 2'-0", L= 11' - 6"	UND	1,00	24.000.000,00	24.000.000,00
2	SEPARADORE BIFASICO (PRUEBA) NIVEL 60 PSIG; ø 2'-0", L= 9' - 6"	UND	2,00	20.000.000,00	40.000.000,00
3	SEPARADORE BIFASICO (PRUEBA) NIVEL 60 PSIG; ø 2'-0", L= 10' - 12"	UND	2,00	26.000.000,00	52.000.000,00
4	SEPARADORE BIFASICO (PRUEBA) NIVEL 60 PSIG; ø 2'-0", L= 10' - 6"	UND	3,00	21.000.000,00	63.000.000,00
5	SEPARADORE BIFASICO (PRUEBA) NIVEL 60 PSIG; ø 2'-0", L= 8' - 12"	UND	1,00	23.200.000,00	23.200.000,00
6	SEPARADORE BIFASICO (PRUEBA) NIVEL 250 PSIG; ø 2'-0", L= 8' - 11"	UND	2,00	31.000.000,00	62.000.000,00
7	SEPARADORE BIFASICO (PRUEBA) NIVEL 250 PSIG; ø 2'-0", L= 8' - 12"	UND	2,00	31.500.000,00	63.000.000,00
8	SEPARADORE BIFASICO (PRUEBA) NIVEL 250 PSIG; ø 2'-0", L= 11' - 2"	UND	1,00	32.000.000,00	32.000.000,00
9	SEPARADORE BIFASICO (PRUEBA) NIVEL 250 PSIG; ø 2'-0", L= 11' - 8"	UND	1,00	31.500.000,00	31.500.000,00
TOTAL					390.700.000,00
INYECCIÓN DE QUIMICOS					
1	PAQUETE DE INYECCIÓN DE QUIMICO	UND	9,00	385.000.000,00	3.465.000.000,00
TOTAL					3.465.000.000,00
VALVULAS MULTIPUERTO					
1	VALVULAS MULTIPUERTOS 8"x4", NIVEL 60 PSIG	UND	15,00	75.800.000,00	1.137.000.000,00
2	VALVULAS MULTIPUERTOS 8"x4", NIVEL 250 PSIG	UND	6,00	85.000.000,00	510.000.000,00
TOTAL					1.647.000.000,00
TUBERÍAS, VALVULAS Y ACCESORIOS					
1	TUBERIAS	SG	1,00	6.535.935.515,00	6.535.935.515,00
2	VALVULAS Y ACCESORIOS	SG	1,00	1.960.780.654,50	1.960.780.654,50
TOTAL					8.496.716.169,50
DISCIPLINA ELECTRICIDAD					
1	MATERIALES Y EQUIPOS DE ELECTRICIDAD	SG	1,00	2.562.000.000,00	2.562.000.000,00
TOTAL					2.562.000.000,00
DISCIPLINA INSTRUMENTACIÓN					
1	MATERIALES Y EQUIPOS DE INSTRUMENTACION	SG	1,00	4.272.000.000,00	4.272.000.000,00
TOTAL					4.272.000.000,00
TOTAL GENERAL PROCURA					34.070.661.169,50

OPCION N° 1

ESTACIONES DE RECOLECCIÓN CONSTRUCCIÓN

ITEM	DESCRIPCION	UND	CANT.	P. UNITARIO	TOTAL
DISCIPLINA CIVIL					
1	OBRAS PRELIMINARES	UND	9,00	376.766.250,00	3.390.896.250,00
2	PREPARACION DEL SITIO	UND	9,00	397.512.500,00	3.577.612.500,00
3	MOVIMIENTO DE TIERRA	UND	9,00	473.550.000,00	4.261.950.000,00
4	VIALIDAD	UND	9,00	677.862.500,00	6.100.762.500,00
5	OBRAS DE DRENAJE	UND	9,00	327.915.000,00	2.951.235.000,00
6	FUNDACIONES DE SOPORTES	UND	9,00	669.200.000,00	6.022.800.000,00
7	ESTRUCTURAS METALICAS	UND	9,00	552.562.500,00	4.973.062.500,00
8	PAISAJISMO	SG	9,00	100.209.375,00	901.884.375,00
T. CIVIL					32.180.203.125,00
DISCIPLINA MECANICA					
INSTALACION DE TUBERIAS (CONSIDERANDO GAMMAGRAFIA, PRUEBAS HIDROSTATICAS Y LIQUIDOS					
1	PENETRANTES)	UND	9,00	1.257.033.750,00	11.313.303.750,00
2	VALVULAS	UND	9,00	183.225.000,00	1.649.025.000,00
3	EMPALMES DE TUBERIA	UND	9,00	89.932.500,00	809.392.500,00
4	INSTALACION DE VALVULAS MULTIPUERTO	UND	9,00	148.190.000,00	1.333.710.000,00
5	SANDBLASTING Y PINTURA	UND	9,00	222.661.250,00	2.003.951.250,00
6	MULTIPLES	UND	9,00	252.638.750,00	2.273.748.750,00
T. MECANICA					19.383.131.250,00
DISCIPLINA ELECTRICIDAD					
1	OBRAS DE ELECTRICIDAD	UND	9,00	364.752.500,00	3.282.772.500,00
T. ELECTRICIDAD					3.282.772.500,00
DISCIPLINA INSTRUMENTACIÓN					
1	OBRAS DE INSTRUMENTACIÓN	UND	9,00	890.000.000,00	8.010.000.000,00
T. INSTRUMENTACIÓN					8.010.000.000,00
DISCIPLINA AUTOM. Y SEGUR.					
1	AUTOMATIZACIÓN Y SEGURIDAD	UND	9,00	178.125.000,00	1.603.125.000,00
TOTAL AUT. Y SEGUR.					1.603.125.000,00

TOTAL CONSTRUCCIÓN ESTACIONES DE RECOLECCIÓN

64.459.231.875,00



OPCION N° 1					
LINEAS DE RECOLECCIÓN CONSTRUCCIÓN				DIAMETRO 20"	
ITEM	DESCRIPCION	UND	LONG.	P. U POR METRO	TOTAL
SVEF A CO					
1	OBRAS PRELIMINARES	SG	19.200,00	20.361,23	390.935.635,20
2	MOVIMIENTO DE TIERRA	SG	19.200,00	31.764,71	609.882.352,94
3	OBRAS DE CONCRETO	SG	19.200,00	73.694,12	1.414.927.058,82
4	ESTRUCTURAS METALICAS	SG	19.200,00	84.811,76	1.628.385.882,35
5	OBRAS DE ASFALTO	SG	19.200,00	9.347,24	179.467.030,59
6	OBRAS COMPLEMENTARIAS	SG	19.200,00	43.941,18	843.670.588,24
7	OBRAS FINALES	SG	19.200,00	952,94	18.296.470,59
8	MANEJO Y TRANSPORTE	SG	19.200,00	8.205,88	157.552.941,18
9	REGADO E INSTALACIÓN	SG	19.200,00	216.847,06	4.163.463.529,41
10	INTERCONEXIONES	SG	19.200,00	554,51	10.646.512,94
11	INSTALACION DE VALVULAS	SG	19.200,00	20.858,82	400.489.411,76
12	PRUEBA HIDROSTRATICA	SG	19.200,00	48.123,53	923.971.764,71
13	GAMMAGRAFIA	SG	19.200,00	16.676,47	320.188.235,29
14	TRAMPAS DE ENVIO Y RECIBO	SG	19.200,00	8.788,24	168.734.117,65
15	PUESTA A TIERRA	SG	19.200,00	7.200,00	138.240.000,00
16	BANCADAS	SG	19.200,00	13.447,06	258.183.529,41
				TOTAL	11.627.035.061,08
TOTAL LINEAS DE RECOLECCIÓN				97.427.167.838,61	

Nota: El costo de construcción se calcula de la misma forma para todas las opciones, solo varía el tramo a recorrer por la línea.

PROCURA DEL CENTRO OPERATIVO

ITEM	DESCRIPCION	UND	CANT.	P. UNITARIO	TOTAL
	DISCIPLINA CIVIL				
1	ACERO ESTRUCTURAL	TON	2.000,00	7.500.000,00	15.000.000.000,00
				TOTAL	15.000.000.000,00
	COMPRESORES				
1	COMPRESORES	SG	1,00	86.000.000.000,00	86.000.000.000,00
				TOTAL	86.000.000.000,00
	EQUIPOS MAYORES (MECANICA, ELECTRICIDAD Y INSTRUMENTACION)				
1	EQUIPOS MAYORES	SG	1,00	84.900.000.000,00	84.900.000.000,00
				TOTAL	84.900.000.000,00
	TUBERÍAS, VALVULAS Y ACCESORIOS				
1	TUBERÍAS, VALVULAS Y ACCESORIOS	SG	1,00	19.880.000.000,00	19.880.000.000,00
				TOTAL	19.880.000.000,00

Construcción centro operativo

ITEM	DESCRIPCION	UND	CANT.	P. UNITARIO	TOTAL
	DISCIPLINA CIVIL	SG	1,00	73.500.000.000,00	73.500.000.000,00
	DISCIPLINA MECANIC, TUBERÍAS	SG	1,00	57.850.000.000,00	57.850.000.000,00
	DISCIPLINA ELECTRICIDAD	SG	1,00	18.000.000.000,00	18.000.000.000,00
	DISCIPLINA INSTRUMENTACIÓN	SG	1,00	18.680.000.000,00	18.680.000.000,00
	DISCIPLINA AUTOMATIZACIÓN Y PROTECCIÓN	SG	1,00	3.200.000.000,00	3.200.000.000,00
				TOTAL CENTRO OPERATIVO	171.230.000.000,00

RESUMEN PROCURA OPCIÓN 1

<i>DESCRIPCION</i>	<i>TOTAL</i>
<i>ESTACIONES DE RECOLECCIÓN</i>	<i>34.070.661.169,50</i>
<i>LINEAS DE RECOLECCIÓN</i>	<i>95.617.135.000,00</i>
<i>CENTRO OPERATIVO</i>	<i>206.774.000.000,00</i>
<i>TOTAL</i>	<i>336.461.796.169,50</i>

RESUMEN CONSTRUCCIÓN OPCIÓN 1

<i>DESCRIPCION</i>	<i>TOTAL</i>
<i>ESTACIONES DE RECOLECCIÓN</i>	<i>64.459.231.875,00</i>
<i>LINEAS DE RECOLECCIÓN</i>	<i>97.427.167.838,61</i>
<i>CENTRO OPERATIVO</i>	<i>179.791.500.000,00</i>
<i>TOTAL</i>	<i>341.677.899.713,61</i>

OPCION N° 4					
LINEAS DE RECOLECCIÓN					
ITEM	DESCRIPCION	UND	CANT.	P. UNITARIO	TOTAL
DISCIPLINA CIVIL					
1	ACERO ESTRUCTURAL	TON	351,00	7.500.000,00	2.632.500.000,00
TOTAL					2.632.500.000,00
DISCIPLINA MECANICA					
TUBERÍAS Y ACCESORIOS					
1	TUBERÍA 10" SCH 40	JTA	2.033,00	5.412.000,00	11.002.596.000,00
2	TUBERÍA 16" SCH 40	JTA	1.394,00	8.271.000,00	11.529.774.000,00
3	TUBERÍA 20" SCH 40	JTA	2.482,00	9.520.000,00	23.628.640.000,00
4	TUBERÍA 26" SCH 40	JTA	4.060,42	10.620.000,00	43.121.625.000,00
5	VALVULAS Y ACCESORIOS	SG	1,00	2.500.000.000,00	2.500.000.000,00
TOTAL					91.782.635.000,00
TRAMPAS DE ENVIO					
1	TRAMPAS DE ENVIO NIVEL 60 PSIG DIAMETRO DE LINEA 20" DIAMETRO DEL BARRIL 26"	UND	3,00	33.000.000,00	99.000.000,00
2	TRAMPAS DE ENVIO NIVEL 60 PSIG DIAMETRO DE LINEA 10" DIAMETRO DEL BARRIL 12"	UND	1,00	26.850.000,00	26.850.000,00
3	TRAMPAS DE ENVIO NIVEL 60 PSIG DIAMETRO DE LINEA 26" DIAMETRO DEL BARRIL 30"	UND	6,00	41.000.000,00	246.000.000,00
4	TRAMPAS DE ENVIO NIVEL 60 PSIG DIAMETRO DE LINEA 16" DIAMETRO DEL BARRIL 20"	UND	2,00	28.500.000,00	57.000.000,00
5	TRAMPAS DE ENVIO NIVEL 250 PSIG DIAMETRO DE LINEA 12" DIAMETRO DEL BARRIL 16"	UND	1,00	30.200.000,00	30.200.000,00
6	TRAMPAS DE ENVIO NIVEL 250 PSIG DIAMETRO DE LINEA 10" DIAMETRO DEL BARRIL 12"	UND	1,00	28.590.000,00	28.590.000,00
7	TRAMPAS DE ENVIO NIVEL 250 PSIG DIAMETRO DE LINEA 20" DIAMETRO DEL BARRIL 26"	UND	3,00	35.000.000,00	105.000.000,00
8	TRAMPAS DE ENVIO NIVEL 250 PSIG DIAMETRO DE LINEA 16" DIAMETRO DEL BARRIL 20"	UND	1,00	31.000.000,00	31.000.000,00
8	TRAMPAS DE ENVIO NIVEL 250 PSIG DIAMETRO DE LINEA 26" DIAMETRO DEL BARRIL 30"	UND	1,00	43.000.000,00	43.000.000,00
TRAMPAS DE RECIBO					
1	TRAMPAS DERECCION NIVEL 60 PSIG DIAMETRO DE LINEA 20" DIAMETRO DEL BARRIL 26"	UND	3,00	33.000.000,00	99.000.000,00
2	TRAMPAS DE RECIBO NIVEL 60 PSIG DIAMETRO DE LINEA 10" DIAMETRO DEL BARRIL 12"	UND	1,00	26.850.000,00	26.850.000,00
3	TRAMPAS DE RECIBO NIVEL 60 PSIG DIAMETRO DE LINEA 26" DIAMETRO DEL BARRIL 30"	UND	6,00	41.000.000,00	246.000.000,00
4	TRAMPAS DE RECIBO NIVEL 60 PSIG DIAMETRO DE LINEA 16" DIAMETRO DEL BARRIL 20"	UND	2,00	28.500.000,00	57.000.000,00
5	TRAMPAS DE RECIBO NIVEL 250 PSIG DIAMETRO DE LINEA 12" DIAMETRO DEL BARRIL 16"	UND	1,00	30.200.000,00	30.200.000,00
6	TRAMPAS DE RECIBO NIVEL 250 PSIG DIAMETRO DE LINEA 10" DIAMETRO DEL BARRIL 12"	UND	1,00	28.590.000,00	28.590.000,00
7	TRAMPAS DE RECIBO NIVEL 250 PSIG DIAMETRO DE LINEA 20" DIAMETRO DEL BARRIL 26"	UND	3,00	35.000.000,00	105.000.000,00
8	TRAMPAS DE RECIBO NIVEL 250 PSIG DIAMETRO DE LINEA 16" DIAMETRO DEL BARRIL 20"	UND	1,00	31.000.000,00	31.000.000,00
8	TRAMPAS DE RECIBO NIVEL 250 PSIG DIAMETRO DE LINEA 26" DIAMETRO DEL BARRIL 30"	UND	1,00	43.000.000,00	43.000.000,00
TOTAL					1.333.280.000,00
DISCIPLINA INSTRUMENTACIÓN					
1	MATERIALES Y EQUIPOS DE INSTRUMENTACIÓN	SG	1,00	185.500.000,00	185.500.000,00
TOTAL					185.500.000,00

OPCION N° 4					
ESTACIONES DE FLUJO					
ITEM	DESCRIPCION	UND	CANT.	P. UNITARIO	TOTAL
DISCIPLINA CIVIL					
1	ACERO ESTRUCTURAL	TON	351,00	7.500.000,00	2.632.500.000,00
TOTAL					2.632.500.000,00
DISCIPLINA MECANICA TUBERÍAS Y ACCESORIOS					
1	TUBERIAS, VALVULAS Y ACCESORIOS	SG	1,00	1.459.377.000,00	1.459.377.000,00
TOTAL					1.459.377.000,00
REVA					
1	PAQUETE UNIDAD RECUPERADORA DE VAPOR	UND	2,00	389.000.000,00	778.000.000,00
TOTAL					778.000.000,00
TRATAMIENTO DE EFLUENTES					
1	TANQUILLA DE CRUDO RECUPERADO	UND	2,00	8.500.000,00	17.000.000,00
2	BOMBAS DE CRUDO RECUPERADO	UND	4,00	85.000.000,00	340.000.000,00
3	PAQUETE DE INYECCIÓN DE QUIMICO	UND	2,00	185.000.000,00	370.000.000,00
4	TANQUILLA AMORTIGUADORA	UND	2,00	8.500.000,00	17.000.000,00
5	BOMBAS RECOLECTORAS DE EFLUENTES	UND	4,00	85.000.000,00	340.000.000,00
6	BOMBAS RECOLECTORAS DE CRUDO	UND	4,00	85.000.000,00	340.000.000,00
7	TANQUILLA RECOLECTORA DE LODOS	UND	2,00	9.500.000,00	19.000.000,00
8	BOMBAS DE LODO	UND	4,00	85.000.000,00	340.000.000,00
9	SEPARADOR DE PLACAS CORRUGADAS	UND	2,00	185.000.000,00	370.000.000,00
10	LECHO DE SECADO DE LODOS	UND	2,00	115.000.000,00	230.000.000,00
TOTAL					2.383.000.000,00
PAQUETE DE AIRE DE SERVICIOS E INSTRUMENTOS					
1	PAQUETE DE AIRE DE SERVICIOS E INSTRUMENTOS	SG	2,00	185.500.000,00	371.000.000,00
TOTAL					371.000.000,00
SISTEMA CONTRA INCENDIO					
1	PAQUETE DE SISTEMA CONTRA INCENDIO	SG	2,00	225.000.000,00	450.000.000,00
TOTAL					450.000.000,00
AGUA POTABLE Y SERVICIOS					
1	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DE SERVICIO	UND	2,00	98.000.000,00	196.000.000,00
2	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DE SERVICIO	UND	2,00	98.000.000,00	196.000.000,00
3	BOMBA DE AGUA DE SERVICIO	UND	4,00	48.500.000,00	194.000.000,00
4	TANQUE PULMON PARA EL SISTEMA HIDRONEUMATICA	UND	2,00	25.000.000,00	50.000.000,00
TOTAL					636.000.000,00
SISTEMA DE GAS COMBUSTIBLE					
1	PAQUETE DE GAS COMBUSTIBLE	UND	2,00	82.220.000,00	164.440.000,00
BOMBAS DE TRANSFERENCIA DE LIQUIDO					
1	BOMBAS DE TRANSFERENCIA DE LIQUIDO	UND	4,00	85.000.000,00	340.000.000,00
2	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LIQUIDOS 5000 BLS	UND	2,00	161.250.000,00	322.500.000,00
3	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LIQUIDOS 10000 BLS	UND	2,00	322.500.000,00	645.000.000,00
TOTAL					1.307.500.000,00



1	MATERIALES Y EQUIPOS DE TELECOMUNICACIONES	SG	2,00	345.000.000,00	690.000.000,00
				TOTAL	690.000.000,00
	<i>EQUIPOS DE SEGURIDAD Y PROTECCIÓN</i>				
2	MATERIALES Y EQUIPOS PROTECCIÓN Y SEGURIDAD	SG	2,00	150.000.000,00	300.000.000,00
				TOTAL	300.000.000,00
TOTAL GENERAL PROCURA					11.007.377.000,00

OPCION N° 4					
ESTACIONES DE RECOLECCIÓN					
ITEM	DESCRIPCION	UND	CANT.	P. UNITARIO	TOTAL
DISCIPLINA CIVIL					
1	ACERO ESTRUCTURAL	TON	1.200,00	7.500.000,00	9.000.000.000,00
TOTAL					9.000.000.000,00
DISCIPLINA MECANICA					
SISTEMA DE ALIVIO Y VENTEO					
1	KOD ALIVIO VENTEO Y DESPRESURIZACION	UND	10,00	200.805.000,00	2.008.050.000,00
2	FLARE	UND	10,00	185.000.000,00	1.850.000.000,00
3	BOMBAS	UND	9,00	85.000.000,00	765.000.000,00
TOTAL					4.623.050.000,00
SEPARADORES BIFASICOS					
1	SEPARADORE BIFASICO (PRUEBA) NIVEL 60 PSIG; ø 2'-0", L= 11' - 6"	UND	1,00	24.000.000,00	24.000.000,00
2	SEPARADORE BIFASICO (PRUEBA) NIVEL 60 PSIG; ø 2'-0", L= 9' - 6"	UND	2,00	20.000.000,00	40.000.000,00
3	SEPARADORE BIFASICO (PRUEBA) NIVEL 60 PSIG; ø 2'-0", L= 10' - 12"	UND	2,00	26.000.000,00	52.000.000,00
4	SEPARADORE BIFASICO (PRUEBA) NIVEL 60 PSIG; ø 2'-0", L= 10' - 6"	UND	3,00	21.000.000,00	63.000.000,00
5	SEPARADORE BIFASICO (PRUEBA) NIVEL 60 PSIG; ø 2'-0", L= 8' - 12"	UND	1,00	23.200.000,00	23.200.000,00
6	SEPARADORE BIFASICO (PRUEBA) NIVEL 250 PSIG; ø 2'-0", L= 8' - 11"	UND	2,00	31.000.000,00	62.000.000,00
7	SEPARADORE BIFASICO (PRUEBA) NIVEL 250 PSIG; ø 2'-0", L= 8' - 12"	UND	2,00	31.500.000,00	63.000.000,00
8	SEPARADORE BIFASICO (PRUEBA) NIVEL 250 PSIG; ø 2'-0", L= 11' - 2"	UND	1,00	32.000.000,00	32.000.000,00
9	SEPARADORE BIFASICO (PRUEBA) NIVEL 250 PSIG; ø 2'-0", L= 11' - 8"	UND	1,00	31.500.000,00	31.500.000,00
10	SEPARADORE BIFASICO (PRODUCCION) NIVEL 60 PSIG; ø 4'-0", L= 17' - 3"	UND	2,00	46.000.000,00	92.000.000,00
11	SEPARADORE BIFASICO (PRODUCCION) NIVEL 250 PSIG; ø 5'-0", L= 21' - 10"	UND	2,00	52.000.000,00	104.000.000,00
12	SEPARADORE BIFASICO (PRODUCCION) NIVEL 60 PSIG; ø 3'-0", L= 13' - 5"	UND	2,00	39.500.000,00	79.000.000,00
13	SEPARADORE BIFASICO (PRODUCCION) NIVEL 60 PSIG; ø 4'-0", L= 16' - 9"	UND	2,00	41.200.000,00	82.400.000,00
TOTAL					748.100.000,00
INYECCIÓN DE QUIMICOS					
1	PAQUETE DE INYECCIÓN DE QUIMICO	UND	10,00	385.000.000,00	3.850.000.000,00
TOTAL					3.850.000.000,00
VALVULAS MULTIPUERTO					
1	VALVULAS MULTIPUERTOS 8"x4", NIVEL 60 PSIG	UND	15,00	75.800.000,00	1.137.000.000,00
2	VALVULAS MULTIPUERTOS 8"x4", NIVEL 250 PSIG	UND	6,00	85.000.000,00	510.000.000,00
TOTAL					1.647.000.000,00
TUBERÍAS, VALVULAS Y ACCESORIOS					
1	TUBERIAS	SG	1,00	6.535.935.515,00	6.535.935.515,00
2	VALVULAS Y ACCESORIOS	SG	1,00	1.960.780.654,50	1.960.780.654,50
TOTAL					8.496.716.169,50
DISCIPLINA ELECTRICIDAD					
1	MATERIALES Y EQUIPOS DE ELECTRICIDAD	SG	1,00	2.562.000.000,00	2.562.000.000,00
TOTAL					2.562.000.000,00



DISCIPLINA INSTRUMENTACIÓN					
1	MATERIALES Y EQUIPOS DE INSTRUMENTACIÓN	SG	1,00	4.272.000.000,00	4.272.000.000,00
				TOTAL	4.272.000.000,00
DISCIPLINA TELECOMUNICACIONES					
1	MATERIALES Y EQUIPOS DE TELECOMUNICACIONES	SG	1,00	3.408.333.333,33	3.408.333.333,33
				TOTAL	3.408.333.333,33
DISCIPLINA PROTECCION Y SEGURIDAD					
1	MATERIALES Y EQUIPOS PROTECCIÓN Y SEGURIDAD	SG	1,00	516.600.000,00	516.600.000,00
				TOTAL	516.600.000,00
TOTAL GENERAL PROCURA					39.123.799.502,83

OPCIÓN Nº4

RESUMEN PROCURA

ITEM	DESCRIPCION	TOTAL
1	ESTACIONES DE RECOLECCIÓN	39.123.799.502,83
2	LINEAS DE RECOLECCIÓN	0,00
3	ESTACIONES DE FLUJO	11.007.377.000,00
4	CENTRO OPERATIVO	205.780.000.000,00
TOTAL		255.911.176.502,83

OPCIÓN Nº 4

RESUMEN CONSTRUCCIÓN

ITEM	DESCRIPCION	TOTAL
1	ESTACIONES DE RECOLECCIÓN	64.459.231.875,00
2	LINEAS DE RECOLECCIÓN	71.608.871.628,88
3	ESTACIONES DE FLUJO	35.658.000.000,00
4	CENTRO OPERATIVO	171.230.000.000,00
TOTAL		342.956.103.503,88



APENDICE H CÁLCULOS TÍPICOS

B.1 Cálculo de pesos moleculares promedios

1. Se consideran los porcentajes molares a partir del pseudos componente C₁₀ reportado en B.1. para la estación SED-5, pozo SM-416.

<i>Componente</i>	<i>% Molar</i>
C10H22	5.026
C11H24	2.946
C12H26	2.098
C13H28	1.154
C14H30	0.390
C15H32	0.496
C16H34	0.470
C17H36	0.100
C18H38	0.295
C19H40	0.081
C20H42	0.067
C21H44	0.019
C22H46	0.010
C23H48	0.007
C24H50	0.001
C25H52	0.000
C26H54	0.000
C27H56	0.000
C28H58	0.000
C29H60	0.878
C30H62	0.000
C31H64	0.000
C32H66	0.000
C23H69	0.000
C34H70	0.000
C35H72	0.000
C36+	0.000
Σ	14.038



$$\%N = \frac{\%MOLAR * 100}{14.038}$$

Ec.18

Donde:

$\%N$: % molar normalizado

Sustituyendo para cada composición se tiene:

Componente	% Molar Normalizado
C10H22	35.803
C11H24	20.986
C12H26	14.945
C13H28	8.221
C14H30	2.778
C15H32	3.533
C16H34	3.348
C17H36	0.712
C18H38	2.101
C19H40	0.577
C20H42	0.477
C21H44	0.135
C22H46	0.071
C23H48	0.050
C24H50	0.007
C25H52	0.000
C26H54	0.000
C27H56	0.000
C28H58	0.000
C29H60	6.254
C30H62	0.000
C31H64	0.000
C32H66	0.000
C23H69	0.000
C34H70	0.000
C35H72	0.000
C36+	0.000
Σ	100.000

Con los pesos moleculares reportados por pseudos componente y las composiciones normalizadas se calcula el peso molecular promedio



$$PM_p = \frac{\%N * PM}{100}$$

Ec.19

Donde:

PM_p : Peso molecular promedio

PM : Peso molecular

Componente	PMp(g/gmol)
C10H22	47.976
C11H24	30.849
C12H26	24.062
C13H28	14.386
C14H30	5.279
C15H32	7.279
C16H34	7.433
C17H36	1.688
C18H38	5.275
C19H40	1.518
C20H42	1.313
C21H44	0.394
C22H46	0.214
C23H48	0.156
C24H50	0.023
C25H52	0.000
C26H54	0.000
C27H56	0.000
C28H58	0.000
C29H60	23.892
C30H62	0.000
C31H64	0.000
C32H66	0.000
C23H69	0.000
C34H70	0.000
C35H72	0.000
C36+	-
Σ	171.734

B.3 Cálculo de Tanque de Almacenamiento de Crudo

$$Q_{Top} = 2755 \text{ BPD}$$

Donde:

Q_{Top} : Caudal de operación Total

1. Máxima producción coincidente de agua y crudo (Año 2009) de todas las estaciones hasta la estación de flujo
2. Número de tanques a utilizar= 1

$$C_{AP} = 2755 \text{ BPD}$$

$$C_{APC/T} = \frac{2755 \text{ B/D}}{1} \tag{Ec.20}$$

$$C_{APC/T} = 2755 \text{ BPD}$$

$$tr = 24 \text{ hr}$$

Donde:

C_{AP} : Capacidad total (BPD)

$C_{APC/T}$: Capacidad de cada tanque (BPD)

tr: tiempo de residencia de 24 hr (1D)

$$V = C_{APC/T} * tr \tag{Ec.21}$$

$$V = 2755 \text{ BPD} * 1D = 2755 \text{ BBL}$$

Considerando 20 % de sobrediseño en la capacidad del tanque se tiene:

$$C_D = C_{AP} * 1.2 \tag{Ec.22}$$

$$C_D = 2755 \text{ BPD} * 1.2 = 3306 \text{ BPD}$$

$$C_{DC/T} = 3306 \text{ BPD}$$

La altura del líquido en el tanque:

$$A_T = 3306 * 5.614 * 4 / (3.1416) * (38.7)^2 \tag{Ec.23}$$

$$A_T = 15.78 \text{ ft}$$

'De la tabla N° A-1b Typical Sizes and Corresponding Nominal Capacities (barrels) for Tanks with 72-in. Courses, API STANDARD 650, y con la capacidad obtenida en, para cada tanque, se obtiene la capacidad nominal y las dimensiones.



$$C_N = 3670BBL$$

$$D_T = 25 \text{ ft}$$

$$N_H = 60 \text{ ft}$$

Donde:

C_N : Nominal Capacity (BBL)

D_T : Tank Diameter (ft)

N_H : Nominal Height, (ft)

B.4 Cálculo de Tanque de Almacenamiento de Agua de Servicio

$$Q_{op} = 1410 \text{ BPD}$$

Donde:

Q_{op} : Caudal de operación

1. Número de tanques a utilizar= 1

$$C_{APCT} = 1410BPD$$

$$C_{APCT/T} = \frac{1410B/D}{1} = 3194BPD$$

$$tr = 24 \text{ hr}$$

$$V = C_{APCT/T} * tr$$

$$V = 1410BPD * 1D = 1410BBL$$

Considerando 20 % de sobrediseño en la capacidad del tanque se tiene:

$$C_{DI} = V_T * 1.2$$

$$C_{DI} = 1410BPD * 1.2 = 1692BPD$$

$$C_{DIC/T} = 3832.8BPD$$

La altura del líquido en el tanque:

$$A_{TA} = C_{DIC/T} * 5.614 * 4 / (3.1416) * (38.7)^2$$

$$A_{TA} = 8.08 \text{ ft}$$



'De la tabla N° A-1b Typical Sizes and Corresponding Nominal Capacities (barrels) for Tanks with 72-in. Courses, API STANDARD 650, y con la capacidad obtenida en, para cada tanque, se obtiene la capacidad nominal y las dimensiones.

$$C_N = 2010BBL$$

$$D_T = 20ft$$

$$N_H = 36ft$$

B.5 Cálculo de Separador Bifásico

Separador de prueba de la estación SED-5

Flujo equivalente a: 2 MMPCSGD

Flujo equivalente a: 670 BPD

flujo masico gas:	5,711 Lbs/hr
Flujo volumétrico std.:	83.3 MSCFH
Flujo volumétrico actual:	6.5 MCFH
Peso molecular gas:	26.01 Lb/Lbmol
Factor compresibilidad:	0.936
Flujo masico liquido (diseño):	6,672 Lbs/hr.
Diámetro estimado del recipiente:	2.00 ft
Densidad del liquido:	42.57 Lbs/ft ³
Viscosidad liquido:	0.32 cP
Presión mínima operación:	185 psia
Temperatura operación:	82 °F
Orientación del separador:	
Vertical 1, horiz. 2	1
Tiempo min. ret. liq. (control):	2.00 min
Tensión superficial	18.88 Dinas/cm

LOCALIZACIÓN DE BOQUILLA	FLUIDO	FLUJO Lbs/hr	DENSIDAD Lb/ft ³
LATERAL	MEZCLA	12383.37	1.867
LATERAL	GAS	5710.93	0.882
FONDO	LÍQ.	6672.44	42.57



Resultado de los cálculos asociados al dimensionamiento del separador con internos tipo vanes (vertical doble efecto)

Densidad del gas:	0.8818 Lbs/ft ³	
Q*max.	0.26 ft ³ /seg	(Caudal máximo corregido por densidad)
Número de Arquímedes	5972.56	Adimensional
Flujo volum. líquido	0.0435 ft ³ /seg	
Relacion volum liq/gas corregida	0.04672	en la alimentacion
MÁX. CAIDA DE PRESIÓN REQUERIDA:	<input type="text" value="1"/>	PSI
Lambda v.max	0.4360	fts/seg
Area mínima del paquete de venas	<input type="text" value="0.6"/>	ft ² Min. Requerida
Altura del paquete de venas (calculada)	0.9	ft
Altura sugerida del paquete de venas	1.00	ft
Altura del paquete mas tolerancia	2.00	ft
Ancho del paquete de venas.(requerido)	0.63	ft
Ancho del paquete de venas.(con margen)	1.00	ft
Profundidad del paquete de venas	1.00	ft (Seleccionar solamente 1 o 1,5 ft)
Diametro del recipiente requerido	1.8632	ft
Diametro del recipiente sugerido	<input type="text" value="2.00"/>	ft
Ingreso tiempo para switch bajo-bajo	1.0	min
Ingreso tiempo para switch alto-alto	1.0	min

0.936041345
Area corregida : 0.6 ft ²
Δp Calculado
0.02 psi

Alturas del recipiente

Tope paq.a lin.tang. sup. (h1)	3 pulg	de nivel alto a alto-alto (h5)	12 pulg
Altura del paq. de venas (hvb)	24 pulg	de nivel bajo a alto. (Control) (h6)	24 pulg
De boq. entr. a paq.de venas (h3)	12 pulg	de nivel bajobajo a bajo (h7)	12 pulg
de HHL a fondo boquilla entrada (h4)	30 pulg	Linea tangente inferior a LLL. (h8)	10 pulg.

Altura total, tan-tan

Relacion L/D **5.46** 131.0 pulg Es decir:

Diámetro de boquillas

Boquilla de entrada:

Area requerida de entrada.: 0.060 ft²
 Diametro requerido: 3.32 pulg Tomamos: pulg.

Boquilla de salida de gas:

Area requerida de entrada.: 0.060 ft²
 Diametro requerido: 3.32 pulg Tomamos: pulg

Boquilla de salida de liquido:

Velocidad de salida 3 ft/s (Criterio PDVSA)
 Diametro requerido: 1.631 pulg Tomamos: pulg

Cálculo de caída de presión.

Caída en el paquete de venas **0.02** Psi

Densidad de la mezcla **1.8672** Lb/ft³



Dimensiones:

Diámetro interno: 2' 0"
Altura tan-tan 10' 12"

Boquilla entrada (N1) 4"
Boquilla sal .gas (N2) 4"
Boquilla sal. liq.(N3) 2"

Alturas:

h1: 3"

lp: 8"
h3: 12"
h4: 30"
h5: 12"
h6: 24"
h7: 12"
h8: 10"

Dimensiones del paquete

hvb: 24"
hv: 12"
wvb 12"
wv: 7"
tvb: 12"

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. American petroleum Institute (1991). **Recommended practice for design and installation of offshore production platform piping systems .API 14E**. Fifth Edición. USA.
2. American petroleum Institute (1998). **Welded steel tanks for oil storage .API 650**. Tenth Edición. USA.
3. American Petroleum Institute (1995). **Subsurface Saltwater Injection and disposal**. Tercera edición. USA.
4. ARNOLD, Richard (2004). **Manejo de la producción de agua: de residuo a recurso**. Oilfield Review.
5. ARRECHEDERA, C y NOGUERA, B. (2004). **Desarrollo de un módulo de cálculo para predecir el comportamiento de flujo bifásico gas/líquido en tuberías**. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.
6. CAMACHO, Jesús. (1992). **Cálculo de las presiones óptimas de separación y diseño de recipientes**. Trabajo de ascenso. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.
7. CRANE (1989). **Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías**. México.
8. CROVESI, Marco. (1999). **Guías de gerencia de proyectos de inversión de capital GGPIC**. PDVSA. Venezuela.

9. GAMBOA, N y GARCÍA, M. (2005). **Evaluación de partículas menores o iguales que diez micrones (PM10) suspendidas en el aire y su contenido de hierro y plomo en dos zonas de la ciudad de Valencia.** Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.
10. GARCÍA, M y FRACACHAN, E. (2002). **Simulación de los sistemas de transmisión y distribución de gas natural.** Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.
11. Manual de diseño de procesos MDP-02-FF-02. (1996). **Flujo de fluidos. Principios básicos.** PDVSA. Venezuela.
12. Manual de ingeniería de diseño PDVSA N° L-TP 1.5 (1994). **Procedimiento de ingeniería. Cálculo hidráulico de tuberías.** Volumen 13-III. PDVSA. Venezuela.
13. Manual de diseño de procesos MDP-02-FF-05.(1996). **Flujo de fluidos. Flujo bifásico liquido-vapor.** PDVSA. Venezuela.
14. Manual de diseño de procesos MDP-01-DP-01. (1995). **Temperatura y presión de diseño.** PDVSA. Venezuela
15. Manual de diseño de procesos MDP-03-S-01.(1995). **Separación bifásica. Tambores Separadores. Principios básicos.** PDVSA. Venezuela.
16. Manual de diseño de procesos MDP-03-S-03. (1995). **Separación bifásica. Tambores Separadores. Separadores liquido-vapor.** PDVSA. Venezuela.
17. Manual de diseño de procesos MDP-03-S-04. (1996). **Separación bifásica. Tambores Separadores. Separadores liquido-liquido.** PDVSA. Venezuela.

18. Manual de diseño de procesos MDP-02-P-07. (1997). **Bombas Características de comportamiento de las bombas centrífugas.** PDVSA. Venezuela.
19. Manual de ingeniería de diseño PDVSA N° L-STP-031 (1993). **Procedimiento de ingeniería. Estudios de flujo en tuberías y análisis hidráulico.** Volumen 13-III. PDVSA. Venezuela.
20. Manual de ingeniería de diseño PDVSA N° L-STP-032 (1999). **Criterios para el diseño de tuberías en líneas de tierra.** Volumen 13-III. PDVSA. Venezuela.
21. Manual de estimación de costos clase V (tipo curvas) PDVSA N° MEC-400-11-01. (1997). **Facilidades superficiales de producción. Oleoductos y gasoductos.** Volumen 3. PDVSA. Venezuela.
22. Manual de Inspección PDVSA N° PI-11-01-01 (1987). **Tanques soldados para almacenamiento de hidrocarburos y sus derivados.** PDVSA. Venezuela.
23. Manual de inspección PDVSA N° PI-12-14-04.(1987). **Bombas rotativas de desplazamiento positivo.** PDVSA. Venezuela.
24. Manual de ingeniería de diseño PDVSA N° 0603.1.401 (2001). **Guía de ingeniería. Recipientes a baja temperatura de operación.** Volumen 21. PDVSA. Venezuela.
25. Manual de diseño de procesos MDP-02-FF-03.(1996). **Flujo de fluidos. Flujo en fase líquida.** PDVSA. Venezuela.
26. Manual de diseño de procesos MDP-02-FF-04.(1996). **Flujo de fluidos. Flujo en fase gaseosa.** PDVSA. Venezuela.
27. Manual de diseño de procesos MDP-02-k-02. (1996). **Compresores. Principios básicos.** PDVSA. Venezuela.

28. Manual de diseño de procesos PDVSA N° MDP-02-P-05.(1997). **Tipos de bombas.** PDVSA. Venezuela.
29. Manual de estimación de costos clase V (tipo curvas) PDVSA N° MEC-400-04-01. (1996). **Facilidades superficiales de producción. Estación de flujo.** Volumen 3. PDVSA. Venezuela.
30. MARTINEZ, Marcias J. (1994). **Ingeniería de gas, principios y aplicaciones.** Maracaibo. Venezuela.
30. MONCADA, Fidelina (2006). **Propiedades y características de los hidrocarburos.** Universidad de Oriente. Área de estudios de postgrados.
31. RONALD A., Román B. (2005). **Evaluación del sistema de recolección e inyección de agua salada de formación en los campos del área mayor de oficina del distrito anáco.** Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.
32. RODRIGUEZ, Jorge (2000). **Introducción a la termodinámica.** Flujo de fluidos. Caracas.
33. SEPÚLVEDA P., Daney I. (2003). **Factibilidad de aumentar la capacidad de suministro de nitrógeno gaseoso desde la planta de gases del aire “maratón” de Aga Gas c.a. hacia el complejo petroquímico Zulia de Pequiven - El Tablazo.** Trabajo de grado de maestría. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Área de estudios de postgrado.
34. SILVA, Julio (2001). **Transporte de momento para Ingenieros de Procesos.** Universidad de Carabobo. Valencia.



35. PERRY, Robert (1992). **Manual del ingeniero químico. Tomo II.** Sexta edición. México.
36. WU, H., ZHOU, F., WU, Y. **Intelligent identification system of flow regime of Oil-Gas-Water multiphase flow.** *International Journal Multiphase Flow.*

