

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**DISEÑO A NIVEL CONCEPTUAL DE LAS FACILIDADES DE
RECOLECCIÓN DE CRUDO Y GAS EN LAS ESTACIONES ARAIBEL-51 Y
L-63 DEL CAMPO LA CEIBITA-ARAIBEL**

Realizado por:

Mauricio Oswaldo García González

Trabajo de grado presentado ante la Universidad de Oriente como requisito
parcial para optar al título de:

INGENIERO QUÍMICO

Puerto la Cruz, abril de 2011

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**DISEÑO A NIVEL CONCEPTUAL DE LAS FACILIDADES DE
RECOLECCIÓN DE CRUDO Y GAS EN LAS ESTACIONES ARAIBEL-51 Y
L-63 DEL CAMPO LA CEIBITA-ARAIBEL**

ASESORES

Ing. Químico Arturo Rodolfo. M.

Sc

Asesor académico

Ing. Tomás Silva

Asesor industrial

Puerto la Cruz, abril de 2011

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**DISEÑO A NIVEL CONCEPTUAL DE LAS FACILIDADES DE
RECOLECCIÓN DE CRUDO Y GAS EN LAS ESTACIONES ARAIBEL-51 Y
L-63 DEL CAMPO LA CEIBITA-ARAIBEL**

JURADO CALIFICADOR

Ing. Químico Arturo Rodulfo.

M.Sc

Asesor académico

Ing. Químico Shirley Marfissi,

Dra

Jurado principal

Ing. Químico Osvaldo Ochoa

Jurado principal

Puerto la Cruz, abril de 2011

RESOLUCIÓN

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de trabajo de grado:

“LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE LA EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE Y SOLO PODRÁN SER UTILIZADOS A OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIEN LO PARTICIPARÁ AL CONSEJO UNIVERSITARIO”



DEDICATORIA

Primeramente a Dios por darme la vida y la sabiduría necesaria en todas las etapas de mi vida.

A mi madre por ser la persona más maravillosa, especial, noble, amorosa y protectora que pudo Dios darme en la vida. Con sus consejos, su ejemplo de trabajo y dedicación, supo guiarme con amor desde muy pequeño hacia el triunfo de hoy. Para ella va dedicado éste logro y los que esperan por venir. Eres mi más grande inspiración madre mía.

A mi hermano Jonathan Eduardo para que le sirva de guía e inspiración en todos los desafíos que desee emprender, y tenga presente que aun cuando las dificultades nos adversan, siempre se pueden lograr las cosas que tanto queremos con dedicación, mucha disciplina, amor y sentido de pertenencia por lo que hacemos. Siempre podrás contar conmigo hermanito.

A mi abuelita hermosa, por ser como mi segunda madre, por guiar mis pasos desde muy pequeño e inculcarme el amor y la fe en Dios, por enseñarme mis primeras oraciones y regalarme todo su amor. Jamás te olvidaré a pesar de la distancia y el tiempo abuelita Rosario. Te adoro y te recuerdo como ayer.

A mi abuelo Miguel Ángel García Parra que hoy se encuentra en la gloria de Dios. Por ser como un padre para mí cuando era apenas un niño. Por enseñarme el respeto, formar el carácter y la fortaleza que debemos tener para emprender cualquier desafío.

A toda mi familia, especialmente los más jóvenes, para que guarden en sus corazones la llama que enciende el deseo del saber y el conocimiento, y a su vez tengan presente que la meta que se propongan la pueden alcanzar con dedicación, mucha paciencia y constancia. Nadie dijo que fuera fácil, pero tampoco imposible. Este logro también es de ustedes. Con cariño a mis tías Adiela, Amílbia, Norma, Numa, Rubiela, Zulma, y mis tios Duban, Miguelito y Gerardo, a todos mis primos y demás familiares. Los quiero muchísimo, los recuerdo, y en donde quiera que me encuentre y a pesar de la distancia siempre los llevaré en mi corazón.

AGRADECIMIENTOS

A mi Dios Todo Poderoso.

A mi madre, mi hermano y toda mi familia.

Al profesor Arturo Rodulfo, por su ayuda inconmensurable, su apoyo en el planteamiento de este proyecto, y su excelencia académica en cada una de las asesorías recibidas.

A mis jurados, profesora Shirley Marfissi y Osvaldo Ochoa, por su profesionalismo académico y su valiosa y oportuna intervención como jurados.

Al ingeniero Vicente Velásquez por abrirme las puertas de la industria petrolera por medio de la empresa PDVSA, en la cual obtuve un conocimiento invaluable en términos ambientales.

A la ingeniera Carolina Caraballo por ser un ángel al final del camino y brindarme su experiencia y sus sabios consejos.

A los ingenieros Tomás Silva y Héctor Vásquez por darme el apoyo en la realización de mi tesis, y brindarme un espacio en las oficinas de la superintendencia de Optimización e Infraestructura. Con su ayuda y sus conocimientos logré cumplir la meta deseada.

A todo el equipo del departamento de Optimización e infraestructura de PDVSA Gas Anaco, por compartir su experiencia, y tender la mano amiga cuando lo necesite.

A mis compañeros de clases, con los cuales compartí muchas vivencias, anécdotas, infortunios, fracasos y éxitos. Los recuerdo de manera especial, a todos los que culminaron esta etapa maravillosa (Miguelacho, Daniel, Joscar, Leonel entre otros), y a todos aquellos que en el camino siguen luchando día a día por ver plasmados sus sueños.

A todos los mencionados y a los que de uno u otra forma intervinieron en mi vida universitaria, mil gracias.

A la Universidad de Oriente del núcleo de Anzoátegui, por abrirme las puertas del saber y darme la oportunidad de formarme como profesional.

RESUMEN

En este estudio se desarrolló un diseño conceptual para el campo La Ceibita Araibel, específicamente en las estación Araibel-51, L-63 y la red de recolección de gas, el cual permitirá el manejo óptimo y eficiente de la producción estimada en el Portafolio de Oportunidades PDO 2010-2029, y cuyo flujo máximo de producción específicamente para el año 2010 será de 12,1 MMPCED de gas y 543 barriles de petróleo a una presión de 60 psig. El diseño está basado en los manuales de proceso regidos por las normas PDVSA. Primeramente, se realizó el diseño de la infraestructura para la estación Araibel-51, en el cual se dimensionó un separador de prueba de pozos mediante el simulador GASNET resultando con dimensiones de 90 pulgadas de longitud y 24 pulgadas de diámetro, con una capacidad máxima de manejo de gas de 4,117 MMPCED. Para el almacenaje de líquidos en la estación, se realizó el estudio de la instalación de un tanque de 500 barriles, y para el desalojo de los mismos se determinó la necesidad de una bomba cuyo requerimiento en cuanto a potencia debe ser aproximadamente de 3 HP. Respecto a la estación L-63, se realizó la evaluación de dos separadores existentes de 450 psig de presión que recibirán la producción de la estación Araibel-51 a una presión baja, dando como resultado una capacidad máxima de 10,24 y 7,11 MMPCED de gas para los separadores N° 3 y N° 5 respectivamente, con lo cual se confirma la factibilidad de que el separador N° 3 maneje la producción total de Araibel-51 para el año 2015. La red de recolección de gas fue evaluada hidráulicamente mediante el simulador Pipephase, encontrándose que los resultados generados por el simulador representan cercanamente los valores de presión del campo. Los resultados de la evaluación hidráulica de los arreglos propuestos que permitirán la incorporación del aumento de la producción estimada en el PDO 2010-2029

para la estación Araibel-51, reflejan el cumplimiento de las normas PDVSA en cuanto a velocidades de corrosión y caídas de presión, lo que indica claramente que dicha red de gas no se ve afectada por el incremento de producción y por los cambios efectuados. Por último se realizó el estimado de costos para el proyecto, obteniéndose que la implantación de la infraestructura genera una inversión de 81.657.780 BsF., considerándose que ésta se ajusta al alcance y definición del proyecto.

TABLA DE CONTENIDO

RESOLUCIÓN	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTOS	vii
RESUMEN	ix
TABLA DE CONTENIDO	xi
CAPITULO I	1
INTRODUCCIÓN	1
1.1 Reseña histórica.....	1
1.2 Ubicación geográfica y descripción del área en estudio.....	2
1.3 Infraestructura y limitaciones del campo La Ceibita-Araibel	4
1.4 Planteamiento del problema	6
1.5 Objetivos	8
1.5.1 Objetivo general	8
1.5.2 Objetivos específicos.....	8
CAPITULO II	9
MARCO Teórico.....	9
2.1 Antecedentes	9
2.2 Gas natural.....	11
2.2.1 Descripción general del proceso de producción de gas	11
2.2.2 Usos del gas natural	12
2.2.3 Crudo.....	13

2.2.4 Gravedad API	14
2.2.4.1 Clasificación de los crudos de acuerdo a su °API:	15
2.3 Estaciones de flujo	16
2.3.1 Estaciones de descarga	16
2.3.2 Funciones y finalidad de una estación de flujo	17
2.3.3 Equipos de una estación de flujo	18
2.3.3.1 Múltiples de producción.....	18
2.3.4 Separadores liquido-vapor.....	20
2.3.4.1 Componentes básicos de un equipo de separación.....	20
2.3.4.2 Funciones que debe cumplir un separador	21
2.3.4.3 Separador de prueba	22
2.3.5 Tanques de almacenamiento	22
2.3.6 Sistema de bombas de transferencia de crudo	24
2.3.7 Sistema de tratamiento químico	25
2.3.8 Sistemas auxiliares.....	25
2.3.9 Sistema de aguas efluentes	26
2.4 Estudio hidráulico en el diseño de tuberías de proceso	26
2.4.1 Ingeniería preliminar	28
2.4.2 Ingeniería básica	28
2.4.3 Ingeniería de detalle	29
2.4.5 Comportamiento del flujo por tuberías.....	29
2.4.5.1 Fluidos newtonianos.....	29
2.4.5.2 Fluidos no-newtonianos.....	29
2.4.5.3 Flujo compresible	30
2.4.5.4 Flujo incompresible	30
2.4.5.5 Flujo laminar o viscoso.....	30
2.4.5.6 Flujo en transición	31
2.4.5.7 Flujo turbulento.....	31
2.4.5.8 Número de Reynolds.....	31

2.4.5.9 Flujo monofásico	32
2.4.5.10 Flujo bifásico	32
2.4.5.11 Flujo crítico	33
2.4.5.12 Flujo subcrítico	34
2.4.6 Principios de cálculos de caída de presión	34
2.4.6.1 Correlación empírica de Beggs & Brill	36
2.4.7 Simulación de procesos	38
2.4.7.1 Simulador Pipephase® versión 9.0	38
2.4.7.2 Modelos de fluidos usados en Pipephase	39
2.4.7.3 Ecuaciones de estado utilizadas en Pipephase	40
2.5 Estimación de costos	43
2.5.1 Clase V	44
2.5.2 Clase IV	45
2.5.3 Clase III	45
2.5.4 Clase II	45
2.5.5 Clase I	46
2.5.6 Estructura del estimado de costo	46
2.5.6.1 Costo de ingeniería	46
2.5.6.2 Costo de procura	46
2.5.6.3 Costo de construcción	47
2.5.6.4 Costo de gestión	47
2.5.6.5 Costo de arranque	47
CAPITULO III	48
DESARROLLO DEL TRABAJO	48
3.1 Elaboración del diseño de la infraestructura necesaria para el manejo de la producción estimada de crudo y gas en los pozos pertenecientes a Araibel-51	48
3.1.1 Consideraciones base para el diseño de la infraestructura de la estación Araibel-51	49
3.1.2 Composición básica de los fluidos involucrados en el proceso	50

3.1.3 Dimensionamiento del separador de prueba para la estación Araibel-51	51
3.1.3.1 Consideraciones de diseño	52
3.1.3.2 Criterios de diseño	53
3.1.3.3 Desarrollo del dimensionamiento del separador de prueba con el uso del simulador GASNET	55
3.1.3.4 Cálculos involucrados en el simulador GASNET	57
3.1.3.5 Cálculo de las velocidades de entrada y salida en las boquillas del separador de prueba	62
3.1.4 Tanques requeridos para el almacenamiento del crudo que sale del separador de prueba	68
3.1.5 Cálculo de la potencia requerida de una bomba centrífuga, para desalojar líquidos del tanque a instalar en la estación Araibel-51	72
3.2 Adaptación del funcionamiento de los separadores existentes en la estación L-63 desde una presión de 450 a 60 psig, para la separación de la producción asociada a la estación Araibel-51	77
3.2.1 Evaluación de los separadores existentes mediante el uso del simulador GASNET	78
3.2.1.1 Consideraciones y criterios de diseño	79
3.2.1.2 Desarrollo de la evaluación de los separadores existentes en la estación L-63 con el uso del simulador GASNET	80
3.2.1.3 Cálculo de las velocidades de entrada y salida en las boquillas de los separadores existentes en la estación L-63	81
3.3 Evaluación hidráulica de la red de recolección de gas integrada a las estaciones Araibel-51 y L-63 para el nivel de 60 psig	82
3.3.1 Simulación mediante el uso de Pipephase 9.0	83
3.3.1.1 Consideraciones para el desarrollo de la simulación con Pipephase	84
3.3.1.2 Criterios de velocidad y caída de presión para la evaluación de los resultados de la simulación con Pipephase	87
3.3.1.3 Especificaciones de materiales	89

3.3.2 Simulación de las condiciones de operación actual de la red de recolección de gas integrada a las estaciones Araibel-51 y L-63 para el nivel de 60 psig.....	90
3.3.3 Simulación de los arreglos propuestos para la red de recolección de gas integrada a las estaciones Araibel-51 y L-63 en el nivel de 60 psig .	94
3.3.4 Simulación del sistema de separación de prueba de la estación Araibel-51	98
3.4 Realización del estimado de costos Clase V de la infraestructura requerida para la adecuación.....	99
CAPITULO IV.....	103
Discusión de resultados, conclusiones y recomendaciones	103
4.1 Diseño de la infraestructura necesaria para el manejo de la producción estimada de crudo y gas en los pozos pertenecientes a Araibel-51.....	104
4.1.1 Dimensionamiento del separador de prueba para la estación Araibel-51	104
4.1.2 Cálculo de la velocidad en las boquillas de entrada y salida del separador de prueba	108
4.1.3 Tanques requeridos para el almacenamiento del crudo de la estación Araibel-51	111
4.1.4 Potencia requerida de una bomba centrífuga, para desalojar líquidos del tanque a instalar en la estación Araibel-51	113
4.2 Adaptación del funcionamiento de los separadores existentes en la estación L-63 desde una presión de 450 a 60 psig, para la separación de la producción asociada a la estación Araibel-51	115
4.2.1 Evaluación de los separadores existentes en la estación L-63 mediante el uso del simulador GASNET	116

4.2.2 Cálculo de la velocidad en las boquillas de entrada y salida de los separadores existentes en la estación L-63	118
4.3 Evaluación hidráulica de la red de recolección de gas integrada a las estaciones Araibel-51 y L-63 para el nivel de 60 psig	122
4.3.1 Simulación de las condiciones de operación actual de la red de recolección de gas integrada a las estaciones Araibel-51 y L-63 para el nivel de 60 psig.....	122
4.3.2 Simulación de los arreglos propuestos para la red de recolección de gas integrada a las estaciones Araibel-51 y L-63 en el nivel de 60 psig	126
4.3.2.1 Simulación del sistema de separación de prueba de la estación Araibel-51.....	134
4.4 Estimado de costos Clase V de la infraestructura requerida para la adecuación	137
4.5 CONCLUSIONES.....	139
4.3 RECOMENDACIONES	140
BIBLIOGRAFÍA.....	141
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:.....	143

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

1.1 Reseña histórica

La corporación estatal Petróleos de Venezuela S.A (PDVSA), cuyas acciones pertenecen en su totalidad a la República Bolivariana de Venezuela, fue creada el 30 de agosto de 1975, regida por los estatutos de la Ley Orgánica que reserva al Estado la industria y el comercio de los hidrocarburos. Se encarga fundamentalmente de la exploración, producción, manufactura, transporte y mercadeo de los hidrocarburos, de manera eficiente, rentable, segura, transparente y comprometida con la protección ambiental, con el fin último de motorizar el desarrollo armónico del país, afianzando el uso soberano de los recursos.

Las reservas de petróleo y gas natural manejadas por PDVSA junto a las operaciones de exploración, producción y mejoramiento, se encuentran localizadas sólo en Venezuela, mientras que las operaciones de refinación, mercadeo y transporte están localizadas en Venezuela, el Caribe, Norteamérica, Suramérica, Europa y Asia; es por ello que PDVSA se ha convertido desde su creación en una de las corporaciones energéticas más importantes en el ámbito nacional e internacional, ocupando una posición relevante de acuerdo a sus niveles de producción, reservas, capacidad instalada de refinación y venta.

Hasta el último mes del año 1997, PDVSA manejó sus operaciones en Venezuela a través de tres filiales operadoras principales, Lagoven, S.A.,

Maraven, S.A. y Corpoven, S.A.; de acuerdo a una transformación y reestructuración corporativa, estas filiales experimentaron una fusión el 1º de enero de 1999, las cuales fueron renombradas como PDVSA Petróleo y PDVSA Gas. Esta última se concibe como la filial de Petróleos de Venezuela, S.A., que se dedica a la exploración y explotación de gas, así como a la extracción y fraccionamiento de líquidos del gas natural (LGN), al transporte, distribución y comercialización del metano. Adicionalmente, PDVSA Gas S.A. procesa el gas producido por las divisiones de exploración y producción de la filial PDVSA Petróleo (recibiendo todo el gas remanente después del consumo para las operaciones de PDVSA) para transporte y mercadeo.

PDVSA Gas, para ejecutar sus operaciones, cuenta con varios distritos operacionales a lo largo del territorio nacional, siendo uno de ellos el distrito Anaco, el cual posee yacimientos petrolíferos productores de hidrocarburos liviano, mediano, condensado, así como también grandes cantidades de gas natural. El distrito Anaco es considerado “centro gasífero de Venezuela” en el ámbito nacional, por albergar reservas probadas de gas superiores a los 15,6 billones de pies cúbicos de gas (MMMMPCG), afianzándose progresivamente como el centro de producción y manejo de gas para el país. (PDVSA, 2009)

1.2 Ubicación geográfica y descripción del área en estudio

El distrito Anaco ubicado geográficamente en la parte central del estado Anzoátegui, abarca parte del estado Monagas y Guárico con un área aproximada de 13.400 km², siendo a su vez dividido por dos áreas operacionales: Área Mayor de Oficina (AMO), ubicada en la parte sur de la zona central del estado Anzoátegui con un área de 10.240 km², y Área Mayor Anaco (AMA), ubicada en la parte norte de la zona central del estado

Anzoátegui con un área de 3.160 km². Cada una está encargada de la administración, planificación y producción del gas que se encuentra en sus áreas operacionales. En la figura 1.1 se muestra la ubicación de estas áreas las cuales comprenden un eje geográfico que cubre el 50 por ciento del municipio Freites, estado Anzoátegui y se extiende al oeste del estado Monagas.

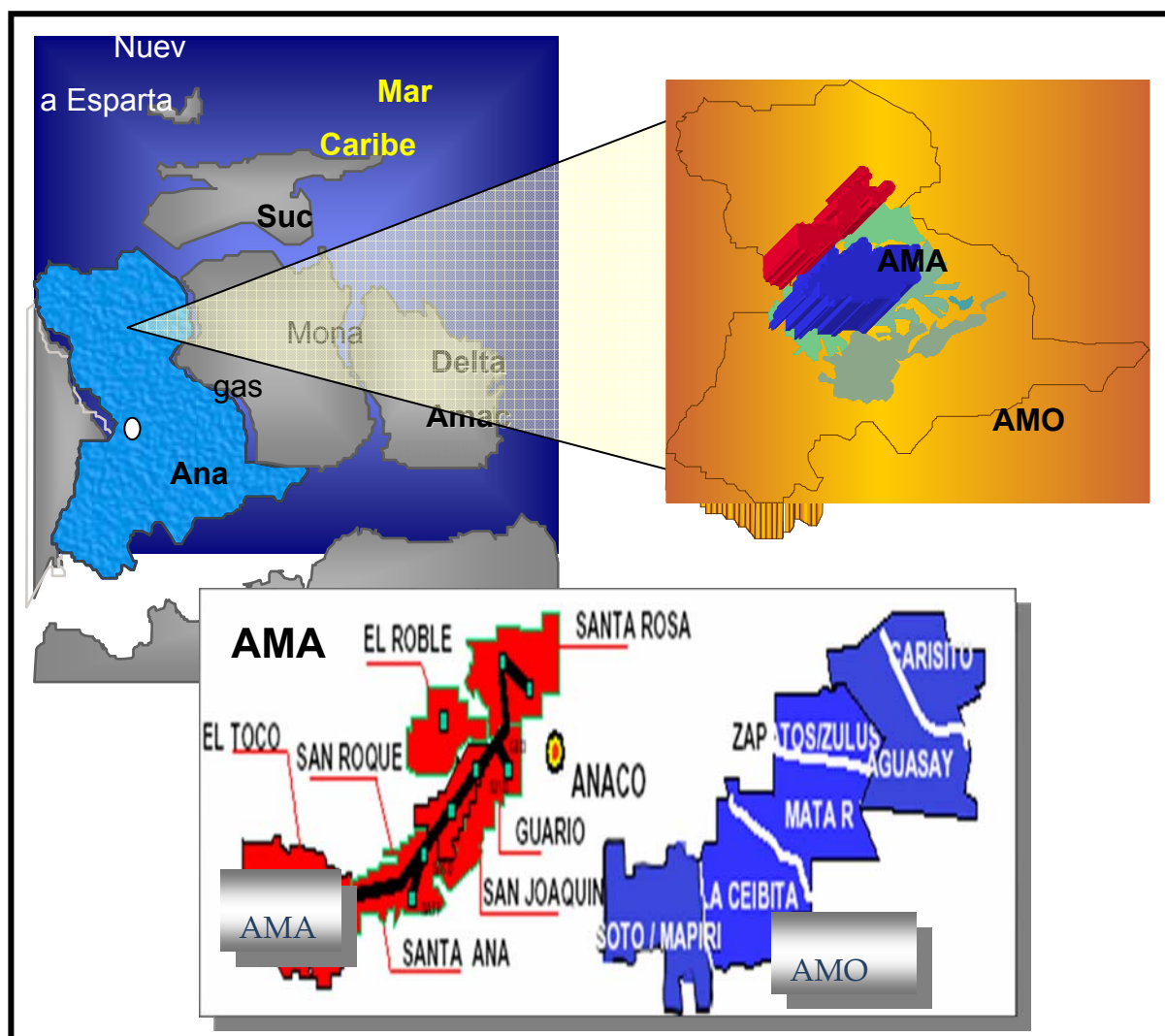


Figura 1.1. Ubicación geográfica del distrito Anaco (PDVSA, 2009).

Este estudio se llevó a cabo en el Área Mayor de Oficina (AMO), integrado por los campos de Soto-Mapiri, La Ceibita-Araibel, Zapatos, Mata R y Aguasay. Esta área cuenta con una infraestructura para manejar y procesar 850 millones de pies cúbicos estándar por día (MMPCED) de gas y la facilidad de almacenar 300 mil barriles (bbl) de líquidos. El Campo la Ceibita-Araibel representa el 11,80 % de la producción total de AMO; específicamente en este campo se ubican las estaciones Araibel-51 y L-63, las cuales fueron objeto del estudio, en conjunto con la red de recolección integrada a un nivel de de baja presión (requerida por la planta compresora La Ceibita), para el aumento y manejo efectivo de la producción estimada en el Portafolio de Oportunidades (PDO) 2010-2029.

1.3 Infraestructura y limitaciones del campo La Ceibita-Araibel

Las estaciones Araibel-51 y L-63 se ubican específicamente en el municipio Pedro María Freites, estado Anzoátegui, al igual que las restantes estaciones de flujo y descarga, y en conjunto con la planta compresora La Ceibita.

La antigua estación de flujo Araibel-51 recibe la producción asociada a los pozos (ZG-7 y ARV-52), la cual es recolectada actualmente en un múltiple de 6 pulgadas de diámetro y enviada a través de dos líneas de 4 pulgadas de diámetro desde la estación de flujo Araibel-51 hasta la estación de flujo L-63. Esta condición se debe a que los separadores y el tanque de la estación Araibel-51 se encuentran inactivos, deteriorados y técnicamente irre recuperables, además no se cuenta con el gasoducto directo que transporte el gas a la planta compresora La Ceibita, por esta razón no se realiza ni la prueba de pozos ni la separación gas/líquido en los separadores de la estación Araibel. Este esquema de producción genera alta presión en la

estación Araibel-51, así como la limitación de incorporar otros pozos en la estación L-63 por encontrarse operando a la máxima capacidad. En la estación L-63 se materializa la separación gas/líquido tanto de la producción de los pozos asociados a dicha estación, como la producción de Araibel-51. El gas separado en la estación L-63 es trasladado a través de un gasoducto de 8 pulgadas hacia la planta compresora La Ceibita, donde es recibido por un cabezal de 16 pulgadas a una presión de 62 psig. El gas de las restantes estaciones de flujo es también dirigido a la planta compresora y convergen en el mismo cabezal de entrada de 16 pulgadas.

El campo La Ceibita-Araibel cuenta en su infraestructura con tanques de almacenaje en cada una de sus estaciones de flujo, y el líquido almacenado relativo al proceso productivo es enviado a través de las líneas de flujo hacia los tanques de la estación de descarga La Ceibita Principal (LCV-PPAL), en donde es almacenado en un tanque de crudo sucio, para luego entrar a un tratador en donde el líquido es calentado a 450 ° F para romper la emulsión crudo/agua, con la finalidad de obtener un crudo limpio y bajo especificación (menor o igual a 1% de agua y sedimentos). Una vez separada la emulsión, el crudo es almacenado en un tanque de crudo limpio, para luego ser transportado hasta el Centro de Almacenamiento y Transferencia de Crudo Anaco (CATCA).

Las instalaciones del campo La Ceibita-Araibel en su mayoría datan de mediados del siglo XX, y es por ello que su estructura original ha sido modificada en diversas adecuaciones de acuerdo a ciertos requerimientos corporativos, además la declinación natural de los pozos a través de los años ha dejado una estela de estructuras inoperantes que en algunos casos pueden ser potencialmente reutilizadas.

1.4 Planteamiento del problema

En el distrito Gas Anaco se encuentra la superintendencia de Optimización de Infraestructura, perteneciente a la gerencia de Transición y Arranque, la cual tiene establecida como misión: “garantizar y optimizar la infraestructura necesaria para el manejo de la producción de gas y crudo previstos en el Portafolio de Oportunidades, enmarcado en el Plan de Negocios PDVSA Gas Anaco, mediante la visualización y conceptualización de proyectos, generando soluciones oportunas y factibles desde el punto de vista técnico - económico, los cuales son necesarios para la construcción de nuevas instalaciones y la adecuación de las existentes, cumpliendo con las condiciones apropiadas de seguridad, higiene y ambiente”.

Las zonas en las cuales tiene competencia la superintendencia de Optimización de Infraestructura son: Area Mayor Anaco (A.M.A), y Area Mayor Oficina (A.M.O), ésta última ubicada entre los estados Monagas y Anzoátegui. Tiene un área de 10.240 km², y a su vez comprende dos áreas operacionales: COA1, conformado por los campos Aguasay y Zapato; y COA2, por los campos Mata R, Soto–Mapiri y La Ceibita–Araibel; este último se encuentra integrado por tres estaciones de flujo: YA–109, G–52, L–63 y una estación de descarga: La Ceibita Principal (LCVPPAL), donde se efectúan operaciones de separación, recolección, tratamiento y bombeo de los fluidos de este campo. Como resultado del proceso de separación, el gas recolectado se comprime en la planta compresora La Ceibita, para ser posteriormente incorporado al sistema de transmisión de gas del Area Mayor de Oficina.

En el campo La Ceibita–Araibel se encuentra la estación de flujo Araibel-51 (ARV-51), desincorporada de las operaciones de producción hace

10 años aproximadamente y utilizada exclusivamente como lugar de paso y desvío del flujo multifásico que proviene de los pozos asociados a la sección Araibel del campo integrado. Toda la producción actual de Araibel (dos pozos de producción) se recibe en la estación L-63, donde se lleva a cabo la separación líquido-gas junto a la producción direccionada a dicha estación; el gas resultante del proceso es transportado a través de un gasoducto de 8 pulgadas de diámetro directamente a la planta compresora La Ceibita, donde es comprimido hasta 1.200 psig para su transporte a través del sistema de transmisión hacia las plantas de extracción. El líquido es enviado a la estación La Ceibita Principal (LCV-PPAL) para la deshidratación del crudo según las especificaciones establecidas por PDVSA y su posterior transferencia al Centro de Almacenamiento y Transferencia de Crudo Anaco (CATCA). Actualmente, el potencial en producción del campo Araibel es de 2,1 millones de pie cúbicos estándar por día (MMPCED) de gas y 36 barriles por día (bpd) de crudo; según las pruebas de pozo del mes de enero 2009 se estima incrementar la producción a 12,1 MMPCED de gas y 543 bpd de crudo para el año 2010, de acuerdo con el Portafolio de Oportunidades (PDO) 2010-2029.

Motivado a las limitaciones de la infraestructura, que representa un problema para el manejo de la producción estimada en el PDO, la superintendencia de Optimización de Infraestructura propuso el diseño conceptual de la infraestructura necesaria en la estación Araibel-51 para el manejo óptimo y seguro de dicha producción, incluyendo las adecuaciones requeridas en la estación L-63 del campo La Ceibita-Araibel. Adicionalmente, se evaluó el comportamiento hidráulico de la red de recolección de 60 psig afectada por el proyecto, realizando el estimado de costos orden de magnitud Clase V.

1.5 Objetivos

1.5.1 Objetivo general

Diseñar a nivel conceptual las facilidades de recolección de crudo y gas en las estaciones Araibel-51 y L-63 del campo La Ceibita-Araibel.

1.5.2 Objetivos específicos

1. Elaborar el diseño de la infraestructura necesaria para el manejo de la producción estimada de crudo y gas en los pozos pertenecientes a Araibel-51.
2. Adaptar el funcionamiento de los separadores existentes en la estación L-63, desde una de presión de 450 a 60 psig, para la separación de la producción asociada a la estación Araibel-51.
3. Evaluar hidráulicamente la red de recolección de gas integrada a las estaciones Araibel-51 y L-63 para el nivel de 60 psig.
4. Realizar el estimado de costos Clase V de la infraestructura requerida para la adecuación.

CAPITULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 Antecedentes

Vásquez (2003) realizó un diseño conceptual de una estación de flujo para el procesamiento de crudo en el campo Furrial Este, cuya producción sería incrementada debido a la masificación del proyecto de inyección alterna de agua y gas (AGA), el cual es un método de recuperación que consiste en inyectar agua y gas en un mismo punto del yacimiento. Para el desarrollo del diseño de la estación, definió la presión óptima de operación en las etapas de separación (presiones a las cuales ocurrió mayor recuperación de crudo en tanque), utilizando para ello, al igual que para realizar el balance de masa y energía, el simulador de procesos Pro/II. Posteriormente, propuso arreglos posibles para la estación mediante el predimensionamiento de los equipos mayores y finalmente seleccionó el arreglo óptimo mediante una matriz de evaluación, en la cual consideró el costo y los aspectos técnicos de cada uno de ellos.

Jaime (2002) evaluó el incremento de la capacidad de procesamiento de crudo de la estación de flujo Musipán, perteneciente al área operacional del distrito Punta de Mata. El estudio determinó la capacidad máxima actual de la estación, la cual fue de 62 MBPD y 154 MMPCED de crudo y gas respectivamente, valores obtenidos según el criterio de evaluación más conservador. Se especificaron los puntos críticos o cuellos de botellas que permitieron deducir que la estación no estaba en capacidad de manejar una volumetría mayor sin que se suscitara problemas de erosión o desgaste de

tuberías, accesorios, boquillas de los equipos y arrastres de líquido en la corriente de gas. Por tal motivo, realizó el estudio de alternativas para aumentar la producción a 180 MBPD y 255 MMPCED, en función de los compromisos adquiridos en la unidad de Explotación Carito reflejados en el Portafolio de Oportunidades (PDO 2001-2020). Evaluó los efectos y requerimientos necesarios para el manejo de las capacidades nominales de los equipos de producción general, con lo que finalmente garantizó un rango de operación confiable acorde con la normativa respectiva y los requerimientos de producción de la Unidad de Explotación Carito.

Fuenmayor (2002) realizó el diseño conceptual de una estación de flujo para procesar crudo pesado, en el campo Orocual Somero ubicado en el estado Monagas, para lo cual especificó las condiciones del fluido en el sistema, revisó la tecnología necesaria para la deshidratación de crudo, igualmente realizó un diagrama de flujo de procesos para el sistema de procesamiento de crudo y una simulación del proceso de separación de crudo y depuración de gas en la estación de flujo. Los resultados de la simulación sirvieron de base para determinar la capacidad de las líneas de flujo a lo largo del proceso y para diseñar los equipos mayores utilizados, además logró establecer las condiciones de los efluentes luego del procesamiento del crudo.

Los antecedentes mencionados son una referencia y a la vez una guía práctica a utilizar, tomando en cuenta que las características de los mismos guardan cierta similitud con el desarrollo del proyecto que se va a implantar, sin embargo existen claras diferencias respecto al tiempo, localización y propiedades de los fluidos involucrados en el proceso.

2.2 Gas natural

El gas natural es una mezcla homogénea, en proporciones variables de hidrocarburos parafínicos (C_nH_{2n+2}), de naturaleza tanto orgánica como inorgánica. El grupo de naturaleza orgánica está constituido por hidrocarburos parafínicos o también denominados alcanos. Estos aportan normalmente el 90 % en volumen del gas natural y están formados por los siguientes componentes: metano (CH_4), etano (C_2H_6), propano (C_3H_8), iso-butano (C_4H_{10}), normal-butano (C_4H_{10}), iso-pentano (C_5H_{12}), normal-pentano (C_5H_{12}), hexano (C_6H_{14}), heptano y más pesados (C_7^+); éste último representa la sumatoria de los componentes orgánicos más pesados, ya que el porcentaje de cada uno de ellos en forma individual es tan pequeño que resulta práctico expresarlos de esa forma. Los cinco primeros de la serie nombrada (metano-butano) son gases a temperatura y presión ambiente. Los restantes, pentanos y más pesados, son líquidos más ligeros que el agua e insoluble en ella. Todos ellos son excelentes combustibles.

El segundo grupo que forman el gas natural lo constituyen los componentes inorgánicos. Estos aportan por lo general menos del 10 % en volumen y están representados normalmente por dióxido de carbono (CO_2), sulfuro de hidrógeno (H_2S), nitrógeno (N_2) y agua (H_2O).

2.2.1 Descripción general del proceso de producción de gas

El proceso de producción de gas natural se inicia con la extracción de los hidrocarburos (petróleo y gas) del yacimiento o reservorio. Esto se realiza a través de *los pozos productores*, los cuales están constituidos por una tubería de producción por donde sube el crudo hacia la superficie, arrastrando con él gas y agua. En la superficie del pozo está instalado el

cabezal del pozo (árbol de navidad), que es un juego de válvulas que permiten la comunicación desde la superficie con el interior del pozo. El cabezal del pozo está conectado a una tubería, llamada *línea de flujo*, a través de la cual fluye la mezcla de petróleo-gas-agua hasta la estación de flujo.

En la estación de flujo, la mezcla bifásica (líquido-gas) es separada. El equipo que se utiliza para ello se llama separador, el cual recibe el fluido proveniente de los pozos. La corriente líquida (petróleo + agua), es sometida a un tratamiento para separar las fases. El crudo pasa a los tanques de almacenamiento para su posterior comercialización y el agua es utilizada para inyección en el yacimiento de los pozos u otros usos. (Martinez, 2001)

Paralelamente, la corriente de gas que sale del separador fluye a través de una red de tuberías hacia las plantas compresoras o hacia plantas de extracción, dependiendo de la presión que esta posea: si la presión es igual a 1.200 psig, el gas es enviado directamente a las plantas de extracción de líquidos para ser procesado; si la presión está por debajo de los 1.200 psig (60, 250, 500 u 800 psig), el gas se envía a plantas compresoras donde es comprimido para alcanzar la presión de 1.200, necesaria para su transmisión hacia la planta de extracción. En la planta de extracción se extraen los líquidos del gas natural, los cuales son enviados a una planta de fraccionamiento, mientras que el gas residual es destinado a ventas y/o inyección.

2.2.2 Usos del gas natural

El gas natural es un combustible relativamente económico y por ser un producto natural no requiere de un procesamiento significativo, siendo su

costo sensiblemente menor que el de otros combustibles alternos. Este hecho califica el gas natural no sólo como un combustible rentable, sino también como materia prima para la elaboración de diversos productos. (Martínez, 2001)

Al procesar el gas natural en plantas especialmente diseñadas se obtienen productos líquidos (LGN), formados por etano, propano y butanos y otros componentes más pesados.

Entre otros usos del gas natural se tiene:

- Reinyección de gas a yacimientos petrolíferos para mantener la presión del yacimiento y con fines de recuperación secundaria. Se puede almacenar gas en arenas o en zonas de gas para su posterior uso.
- Levantamiento artificial de petróleo por gas-lift.
- Como combustible para uso industrial, comercial y doméstico.
- En procesos petroquímicos para obtener amoníaco, olefinas, metanol, urea, etc.

2.2.3 Crudo

Se define crudo como una mezcla de hidrocarburos (compuestos formados únicamente por átomos de carbono e hidrógeno) e impurezas, entre las cuales las más comunes están constituidas por compuestos orgánicos de azufre, nitrógeno, oxígeno y metales. El crudo puede variar desde un líquido móvil, de color amarillo o verde, hasta fluidos más oscuros y con frecuencia casi negros, y muy viscosos que a veces se solidifican en una pasta negra. (Barberii, 1999)

Desde el punto de vista elemental, la mayoría de los petróleos muestran la siguiente composición:

- Carbono: de 82 a 87% peso.
- Hidrógeno: de 11,4 a 15,0 % peso.
- Azufre: desde trazas hasta 6% peso.
- Nitrógeno: desde trazas hasta 6% peso.
- Metales: partes por millón (mg/mol).

Aunque los crudos están constituidos por los mismos elementos, éstos se agrupan de forma diferente en cada uno de ellos. Los hidrocarburos que se encuentran en el crudo son:

- Alcanos: llamados parafinas en la industria petrolera, que pueden ser de cadena lineal (n-parafinas) o de cadena ramificada (iso-parafinas).
- Cicloalcanos ó cicloparafinas: hidrocarburos cíclicos (cadena cerrada) derivados del ciclopentano y ciclohexano, llamados naftenos en la industria petrolera.
- Aromáticos: hidrocarburos cíclicos derivados del benceno, llamados aromáticos en la industria petrolera.

2.2.4 Gravedad API

El sistema API, desarrollado por el American Petroleum Institute es una escala empírica para expresar las gravedades específicas en grados, comenzando con 10° API para la gravedad específica del agua a 60 °F = 1,000

La gravedad específica y la gravedad API están relacionadas por la siguiente ecuación:

$$^{\circ} \Delta P = \frac{141,5}{G.E} - 131,5 \quad (\text{Ec. 2.1})$$

donde:

G.E: gravedad específica.

La densidad y la gravedad son importantes en los cálculos de pesos (conversión de volúmenes a pesos) y para controlar las operaciones de plantas (Perry, 1992).

2.2.4.1 Clasificación de los crudos de acuerdo a su °API:

Para efectos de fiscalización, el Ministerio de Energía y Petróleo clasifica los crudos del modo siguiente, atendiendo a su °API (Martínez, 2001):

- Condensados naturales: crudos cuya gravedad a 15,6 °C (60°F) es igual o mayor de 50°API.
- Petróleos livianos: aquellos cuya gravedad a 15,6 (60 °F) está comprendida entre 30,0 y 49,9 °API.
- Petróleos medianos: aquellos cuya gravedad a 15,6 (60 °F) está comprendida entre 22,0 y 29,9 °API.
- Petróleos pesados: crudos cuya gravedad a 15,6 (60 °F) está comprendida entre 14,0 y 21,9 °API.
- Petróleos extra-pesados: crudos cuya gravedad a 15,6 (60 °F) son iguales o menores de 13,9 °API.

2.3 Estaciones de flujo

Las estaciones de flujo (figura 2.1), son instalaciones industriales que tienen como función recolectar la producción de crudo proveniente de los pozos petrolíferos, almacenarlo temporalmente, separar el gas asociado y enviar el crudo al patio de almacenamiento u otra planta de tratamiento. (Martínez, 2001 y CIED 1997)

2.3.1 Estaciones de descarga

Las estaciones de descarga son los puntos donde el petróleo es medido antes de bombearse por un oleoducto hasta un patio de tanques. Estas estaciones reciben crudo de las estaciones de flujo y producción directa de los pozos. Es en estas donde se deben cumplir con las condiciones de comercialización del petróleo, ya que para la venta éste no debe contener más del 1% de agua y sedimentos (% A Y S).



Figura 2.1. Estación La Ceibita Principal perteneciente al Área Mayor de Oficina (fuente: PDVSA Gas).

2.3.2 Funciones y finalidad de una estación de flujo

- Recolectar la producción de los diferentes pozos de una determinada área.
- Separar la fase líquida y gaseosa del fluido multifásico proveniente de los pozos productores.
- Recolectar el gas y distribuirlo a las áreas de utilización (plantas compresoras y separadores de líquidos, etc.).
- Deshidratar el crudo cuando lo amerite. (Generalmente se realiza en la estación de descarga).

- Medir periódicamente la producción de petróleo, agua y gas de cada pozo productor.
- Proporcionarle al petróleo un sitio de almacenamiento provisional.
- Suministrarle al petróleo suficiente energía hasta los tanques de almacenamiento en tierra.
- Bombear el petróleo al terminal de almacenaje.

2.3.3 Equipos de una estación de flujo

Para cumplir cada una de las funciones mostradas anteriormente, las estaciones de flujo requieren de una serie de equipos, entre los cuales se tienen: (CIED, 1997)

2.3.3.1 Múltiples de producción

A) Múltiples de producción general

En la estación de flujo (L-63), el múltiple de producción (figura 2.2) representa un sistema de recibo al cual llega cada uno de los pozos productores, con características similares, asignados a esa estación y uniéndolos a una misma línea de transferencia que va desde el múltiple hasta la estación de flujo. Los múltiples de producción, consisten generalmente en varios tubos colocados en posición horizontal, paralelo uno con respecto al otro y ambos conectados a cada una de las líneas de flujo.



Figura 2.2. Múltiple de producción de la estación L-63 (fuente: PDVSA Gas).

Los múltiples de producción son construidos de manera que permitan, en cualquier momento, desviar la corriente total de la producción de un pozo en particular hacia un separador de prueba, con la finalidad de cuantificar su producción individual.

B) Múltiples de pruebas

Se utilizan para aislar la línea de flujo de cada pozo. Esto permite medir su producción individual. En algunos casos este múltiple es de menor diámetro que el de producción. En situaciones de emergencia, el múltiple de prueba puede usarse como múltiple de producción.

2.3.4 Separadores liquido-vapor

Un separador es un recipiente o dispositivo mecánico utilizado para separar un fluido en sus diferentes fases. Por lo general se utiliza para disgregar mezclas de hidrocarburos en sus componentes básicos, petróleo y gas. Adicionalmente, el recipiente permite aislar los hidrocarburos de otros componentes indeseables como el agua. El separador puede ser bifásico o trifásico. El separador bifásico se utiliza para separar los líquidos de los gases, mientras que los trifásicos tienen como función adicional, separar el agua libre de la mezcla. (PDVSA-MDP-03-S-03, 1995)

2.3.4.1 Componentes básicos de un equipo de separación

Tanque. Se requiere una sección grande de almacenamiento de líquidos y suficiente longitud o altura para permitir que las pequeñas gotas de líquido se separen de la corriente de gas.

Elementos internos. En la boquilla de entrada se necesita un dispositivo para llevar a cabo la separación gruesa de las fases. Cerca de la salida se debe tener un eliminador o extractor de niebla, para coalescer las partículas de líquido más pequeñas que no pueden separarse por gravedad.

Instrumentación. Controles de nivel de líquido, válvula de drenaje de líquidos, válvula de regulación de presión a la salida del gas, dispositivos de protección de alta presión, manómetro, termómetro y todas las tuberías necesarias.

En la figura 2.3 se observan las zonas de un separador horizontal.

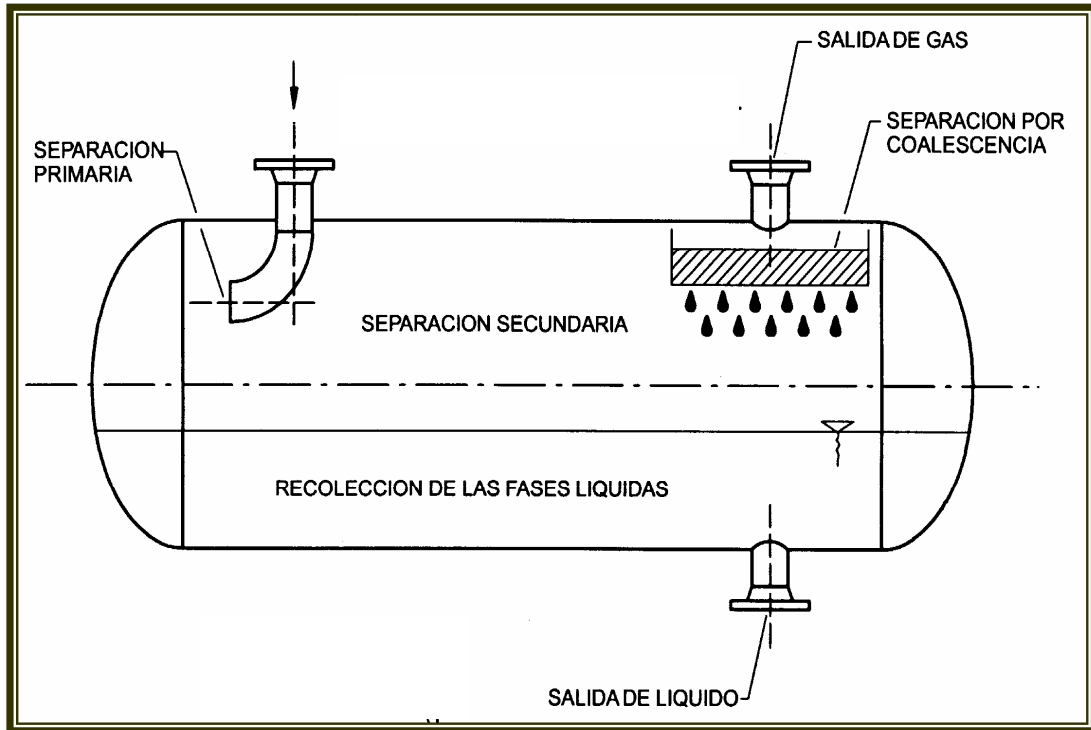


Figura 2.3. Zonas de un separador horizontal (Martínez, 2001).

2.3.4.2 Funciones que debe cumplir un separador

Un recipiente bien diseñado hace posible una separación del gas libre y de los diferentes líquidos. Por ende, el objetivo es cumplir con las siguientes funciones: (PDVSA-MDP-03-S-03, 1995)

- a. Permitir una primera separación entre los hidrocarburos, esencialmente líquidos y gaseosos.
- b. Refinar aún más el proceso, mediante la recolección de las partículas líquidas atrapadas en la parte gaseosa.

c. Liberar parte de la fracción gaseosa que pueda permanecer en la fase líquida.

d. Descargar, por separado, la fase líquida y gaseosa, para evitar que se puedan volver a mezclar, parcial o totalmente.

2.3.4.3 Separador de prueba

Un separador de prueba, es utilizado para separar y medir los fluidos de un pozo, y en esencia funcionan bajo los mismos principios que los separadores de producción general; solo se diferencian de estos en cuanto a capacidad, ya que los separadores de prueba manejan una producción mucho menor que un separador de producción general, pues se utilizan para medir la producción de un solo pozo a la vez, generalmente durante 8, 12 ó 24 horas por mes ó cuando se estime necesario.

Los separadores de prueba pueden ser verticales, horizontales o esféricos y, a su vez pueden ser bifásicos o trifásicos. Pueden además ser permanentemente instalados o portátiles. Por lo general los separadores de prueba están equipados con varios tipos de medidores para medir el petróleo, gas, y/o agua para pruebas de potencial, pruebas de producción periódicas, prueba de pozos marginales, etc. (PDVSA-MDP-03-S-03, 1995 y PDVSA-90616.1.027, 1991)

2.3.5 Tanques de almacenamiento

Los tanques son recipientes cilíndricos de gran tamaño, normalmente cerrados, que contienen líquidos, y cuyo volumen es suficiente para recoger holgadamente la producción de varios días. También a través de éstos se

mantiene un registro del volumen de crudo recibido, tratado, almacenado y despachado. (Martínez, 2001)

En las estaciones de flujo se emplean tanques de techo fijo, con capacidad de 500 bbl o más, contruidos con acero al carbono o acero aleado, de diversos tamaños y capacidades, de paredes cilíndricas y verticales, diseñados para almacenar líquidos y para trabajar a presiones próximas a la atmosférica o a presiones inferiores a $1,0 \text{ kg/cm}^2$ (14,22 psi), según sea el código de diseño.

En la figura 2.4 se aprecian los tipos de tanques de almacenamiento más comunes en estaciones de flujo.



Figura 2.4. Tanques de almacenamiento de la estación La Ceibita principal (Fuente: PDVSA Gas).

2.3.6 Sistema de bombas de transferencia de crudo

Son equipos utilizados para impulsar el crudo contenido en los tanques de almacenamiento y enviarlo a los patios de tanques, a través de tuberías asociadas a los sistemas de recolección de crudo.

El funcionamiento del sistema de bombeo en una estación de flujo, está controlado por una serie de interruptores instalados en la pared del tanque; estos interruptores abren o cierran un contacto eléctrico que permite la acción de las bombas. Los tipos de bombas más empleados son las centrífugas. (Crane, 1989 y PDVSA-MDP-02-P-024-06, 1997)

A continuación se describen los tipos básicos de bombas, según su forma de operación:

Bomba centrífuga

Es una máquina de conversión de energía que imparte velocidad a un líquido en su o sus impulsores y luego convierte gran parte de esta energía de velocidad en presión, en su voluta o difusor.

Bomba rotativa

Es una bomba de desplazamiento positivo, que consiste en una cámara que contiene engranajes, tornillos, paletas u otros elementos similares actuados por la rotación de ejes, y cuyas holguras entre las superficies de las partes en movimiento relativo son muy pequeñas. Estas características hacen que el líquido contenido dentro de las cavidades entre rotores y entre éstos y el estator, sea impulsado hacia la descarga de la bomba.

Bomba reciprocante

Es una bomba de desplazamiento positivo, donde el elemento que actúa sobre el fluido es un pistón o un diafragma, cuyos movimientos son lineales, de avance y retroceso, y la cavidad que encierra al fluido es un cilindro dentro del cual se desplaza el pistón. La admisión, compresión y descarga del fluido se realiza mediante la apertura y cierre sincronizados de válvulas de admisión y descarga. (V. Streeter, 1996)

2.3.7 Sistema de tratamiento químico

Este sistema es empleado para minimizar el contenido de agua en el crudo y la formación de emulsiones en las líneas de bombeo. El sistema también adopta el nombre de inyección química, y tiene como objetivo facilitar la separación de crudo y agua en los patios de tanques. A través de este sistema se inyecta al crudo, productos desemulsionantes en las estaciones, situados en sitios estratégicos de la red de recolección. Estos son inyectados en puntos ubicados en los múltiples de producción cumpliendo con la tasa recomendada por el grupo de tratamiento químico, el cual evalúa periódicamente el proceso de deshidratación. (Subero, 2001)

2.3.8 Sistemas auxiliares

Estos sistemas sirven de apoyo a los procesos involucrados en las estaciones de flujo, y entre los cuales se encuentran (CIED, 1997):

- Sistema de potencia eléctrica. Encargados del suministro de la energía necesaria para el funcionamiento de algunos equipos de la estación.

- Sistema de alivio, venteo y drenaje.
- Sistema de agua de servicio.
- Sistema de control. Encargado del manejo de todas las señales de entrada y salida hacia las válvulas de control de la estación.
- Sistema de medición de pozos. Encargado de tomar medidas en cuanto a la cantidad de líquido y gas producidos en un pozo en particular.
- Sistema de aire comprimido.
- Sistema de agua contra incendio.

2.3.9 Sistema de aguas efluentes

El agua separada del petróleo por los procesos de deshidratación contiene cantidades apreciables de crudo emulsionado que es necesario separar antes de utilizar o desechar dicha agua. Para ello, existen las plantas de inyección de agua (PIA), instalaciones de separación y decantación, donde se inicia el proceso de clarificación para disponer posteriormente de esta agua, las cuales pueden ser inyectadas en los yacimientos para no contaminar el ambiente o con propósitos de aumentar la extracción adicional de crudo o simplemente son arrojadas directamente a lagos, lagunas, ríos, entre otros, previo cumplimiento de requisitos exigidos por el Ministerio del Poder Popular para el Ambiente (Minamb). (CIED, 1997, Subero, 2001)

2.4 Estudio hidráulico en el diseño de tuberías de proceso

En la mayoría de los diseños de tuberías, el requerimiento primordial consiste en encontrar un diámetro interno que permita un cierto flujo a una caída de presión dada. Esto generalmente involucra un procedimiento de tanteo. Se selecciona un diámetro y se calcula la caída de presión para el

flujo requerido. Si la caída de presión es demasiado grande, se asume un diámetro mayor, y si la caída de presión es más pequeña que la necesaria, se selecciona un diámetro más pequeño. (PDVSA-MDP, 1999)

La selección del diámetro de una tubería para una situación específica de proceso resulta de un balance económico. Una tubería de gran diámetro requiere mayor inversión de dinero, pero a su vez abarata los costos de bombeo y viceversa.

La experiencia indica que un límite superior importante de velocidad en tuberías de proceso, es la llamada “velocidad de erosión”, que equivale presumiblemente a una velocidad por encima de la cual ocurriría una erosión excesiva, con el peligro de que la tubería falle principalmente en las tes y codos. Las recomendaciones para limitar la velocidad erosiva son pocas y carecen de fundamento experimental. Las partículas de virutas, arena o afines podrían convertirse en agente de erosión. Mientras que en el flujo bifásico las pequeñas gotas de líquido podrían ser las responsables.

La recomendación se basa en fórmulas, además de la experiencia general de que no se han producido accidentes catastróficos causados por su aplicación. Cuando la limitación de ruido sea una consideración importante, se recomiendan velocidades comprendidas entre 50 y 60% de la velocidad de erosión. (PDVSA-90616-1-024, 1993)

Un estudio completo de flujo en tubería y análisis hidráulico abarca tres fases de desarrollo de ingeniería, las cuales se mencionan a continuación:

2.4.1 Ingeniería preliminar

Esta etapa comprende la determinación de las características del fluido que afectan el análisis hidráulico como son:

- Gravedad específica asumida a temperatura específica.
- La viscosidad cinemática asumida a temperatura específica.
- Temperatura promedio del fluido.
- Presión de descarga en las estaciones de bombeo/de compresión.
- Presión disponible en las tuberías de entrada.

2.4.2 Ingeniería básica

En esta fase se determina la longitud, diámetro y elevación real de la tubería para llevar a cabo los análisis hidráulicos para la ruta seleccionada, tomando en cuenta los transientes de arranque y parada para asegurar que no sobrepasen la máxima presión de diseño, y de esta forma establecer el diseño aceptable de tubería. Esta etapa también comprende la revisión de la filosofía operativa con respecto al control de la tubería en relación a:

- Control local en las estaciones de bombas.
- Cambio del fluido en tuberías que afectan el flujo en las tuberías.
- Operación en la tubería que afectan las velocidades de flujo en la misma.
- Operaciones alternas que afectan las velocidades de flujo.

2.4.3 Ingeniería de detalle

Antes de reconfirmar la hidráulica, se confirman todas las conexiones de tuberías hacia los servicios existentes de transmisión y terminales que afectan las distancias de tuberías y las velocidades de flujo. En caso de modificaciones a la hidráulica se deben revisar los cálculos de presión transitoria para así analizar con precisión las condiciones de sobre presión referentes a golpes de ariete. (PDVSA-MDP, 1999)

2.4.5 Comportamiento del flujo por tuberías

Debido a que la naturaleza del flujo de un fluido real es muy compleja, ya que las leyes básicas que describen el movimiento completo de un fluido no se formulan ni manejan fácilmente desde el punto de vista matemático, y se requiere el recurso de la experimentación basado en la mecánica y en la termodinámica, es necesario tener presente una serie de conceptos usados comúnmente en el análisis hidráulico del movimiento de fluido y en el dimensionamiento de tuberías de proceso:

2.4.5.1 Fluidos newtonianos

Son fluidos en los cuales la viscosidad es independiente del esfuerzo cortante y del tiempo. La mayoría de los líquidos y todos los gases pertenecen a este grupo.

2.4.5.2 Fluidos no-newtonianos

Son líquidos en los cuales la viscosidad depende del esfuerzo cortante o del tiempo. Como ejemplo están las lechadas (slurries), emulsiones y la

mayoría de líquidos con viscosidad mayor de 20 Pa.s (20.000 cP) a baja tasa de esfuerzo cortante (menor que 10 s^{-1}).

2.4.5.3 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.

2.4.5.4 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 %.

2.4.5.5 Flujo laminar o viscoso

El flujo laminar ocurre cuando las películas adyacentes del fluido se mueven unas relativas a las otras sin mezclas a nivel macroscópico. En flujo laminar, el esfuerzo viscoso, el cual es causado por intercambio de momento molecular entre las películas del fluido, es de influencia predominante en el establecimiento del flujo de fluidos. Este tipo de flujo ocurre en líneas cuando $Re < 2.000$.

2.4.5.6 Flujo en transición

Es el régimen de flujo que se encuentra entre laminar y turbulento. En este régimen las fluctuaciones de velocidad pueden o no estar presentes. Este tipo de flujo se presenta en las tuberías cuando el $2.000 < Re < 4.000$.

2.4.5.7 Flujo turbulento

El flujo turbulento ocurre cuando existe un mezclado microscópico tanto perpendicular como en dirección del flujo principal. El flujo turbulento está caracterizado por partículas que tienen movimientos fluctuantes y trayectorias irregulares. Este tipo de flujo ocurre cuando fuerzas inerciales tienen influencia predominante en el establecimiento del flujo de fluidos. Este tipo de flujo ocurre en las tuberías cuando el $Re > 4.000$. (V. Streeter, 1996 y PDVSA-MPD, 1999)

2.4.5.8 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.

$$Re = \frac{DV\rho}{\mu} \quad (\text{Ec. 2.2})$$

donde:

D= diámetro de la tubería en pie

V= velocidad del fluido en pie/s

μ = viscosidad del fluido en lb/pie s

ρ = densidad del fluido en lb/pie³

Las situaciones de flujo turbulento son las más usuales en la práctica de ingeniería. En el flujo turbulento las partículas de fluidos se mueven en trayectorias muy irregulares que causan un intercambio de una porción de fluido a otra. En una situación en la que un flujo podría ser turbulento o laminar, la turbulencia establece mayores esfuerzos cortantes en todo el fluido y causa más irreversibilidades o pérdidas. (Crane, 1989 y V. Streeter, 1996)

Los flujos también se clasifican según su fase o estado en:

2.4.5.9 Flujo monofásico

Se define como flujo monofásico a aquel en la cual existe una fase o estado de la materia. (Crane, 1989)

2.4.5.10 Flujo bifásico

El flujo de dos fases se refiere al flujo simultáneo a través de una tubería o canal conductor de cualquiera de las siguientes combinaciones:(PDVSA-MDP-02-FF-05, 1996)

Gas-líquido

Gas-sólido

Líquido-sólido

La combinación gas-líquido es la más compleja, ya que combina las características de una interfase deformable y la compresibilidad de una de las fases. Además, esta combinación es la más importante en aplicaciones cotidianas de ingeniería, especialmente en la producción de petróleo.

El flujo bifásico puede ser de forma horizontal, vertical, o inclinado. Además, las fases pueden fluir simultáneamente hacia arriba, hacia abajo o en contra flujo.

Por lo general este tipo de flujo se da en el sistema completo de producción de petróleo, desde el yacimiento de crudo y gas hasta las instalaciones de procesamiento en la superficie. El sistema de producción en este aspecto abarca: el yacimiento, la completación del pozo, la tubería vertical de producción que conecta el yacimiento con la superficie, la tubería que conecta el cabezal del pozo con el separador, todas las instalaciones de la superficie y cualquier tubería que lleve fluidos a otras instalaciones de procesamiento.

El flujo de dos fases que se encuentra en la producción de crudo puede ser cualquier combinación de una fase de gas natural, una fase líquida de hidrocarburos y una fase de agua, con muchas características únicas que crean complicaciones que no se encuentran en otras industrias. Los fluidos son mezclas multicomponentes, cuyo comportamiento de fases es extremadamente complejo. Los rangos de presión y temperatura encontrados en los sistemas de producción son muy amplios. (PDVSA-MDP, 1999 y PDVSA-MDP-02-FF-05, 1996)

2.4.5.11 Flujo crítico

El flujo crítico es un fenómeno definido por el flujo de gas a través de un orificio o restricción en la tubería donde la velocidad del gas alcanza a la del sonido, es decir, cuando el número de Mach es igual a 1. El flujo crítico ocurre debido a que la velocidad de los fluidos alcanza un nivel igual a la velocidad de propagación de ondas de presión compresivas. Bajo ésta

condición, el flujo viene a ser independiente de cualquier perturbación de presión, temperatura o densidad aguas abajo del orificio. Como consecuencia, dicha perturbación no puede viajar en dirección de la corriente aguas arriba. Se debe evitar el flujo cercano a esta velocidad, de modo de no alcanzar la presión crítica, ya que cualquier presión mayor a ésta se perderá en ondas de choque y turbulencia, lo que podría ocasionar la rotura de la tubería en cualquier punto crítico (codos, nicks y accesorios en general). (PDVSA-MDP-02-FF-05, 1996)

2.4.5.12 Flujo subcrítico

El flujo subcrítico ocurre cuando la velocidad del fluido es inferior a la sónica. Este flujo es lo contrario al régimen de flujo crítico, cuando el medio fluido sí transmite cambios o diferenciales de presión en sentido contrario del flujo.

2.4.6 Principios de cálculos de caída de presión

La ecuación básica para calcular la caída de presión para flujo a través de tuberías y accesorios se obtiene considerando el balance de energía para estado estacionario:

$$\left(\frac{p}{\rho} \right) = \left(\frac{p}{\rho} \right) + \left(\frac{v^2}{2} \right) + \left(\frac{z}{g} \right) \quad (\text{Ec. 2.3})$$

La ecuación anterior describe que el gradiente de presión en cualquier punto en una tubería está compuesto por: (1) los efectos de la aceleración, (2) los efectos de la posición y (3) los efectos debidos a la fricción. Dependiendo del sistema en estudio, el ingeniero de procesos juzga la

importancia de la contribución de estos efectos y puede despreciar los términos de menor peso. (V.Streeter, 1996)

Sin embargo, la fórmula de Darcy–Wiesbach usada con los factores de fricción de Moody y un valor preciso de rugosidad absoluta, se considera la expresión fundamental para el cálculo de pérdida de presión para el flujo de líquidos y gases en tuberías. (Crane, 1989)

Durante los últimos 30 años se ha realizado un gran número de investigaciones en el campo del flujo bifásico motivadas principalmente por la necesidad de tener diseños confiables. Por consiguiente, es indispensable determinar parámetros, tales como el gradiente de presión, la fracción volumétrica de líquido con deslizamiento “liquid holdup” y el patrón de flujo existente durante el flujo bifásico de gas y líquido en tuberías, a fin de diseñar correctamente los equipos que operen con este flujo.

Debido a la gran cantidad de variables relacionadas con el flujo bifásico y a la complejidad de los fenómenos físicos asociados, se han desarrollado modelos simplificados, tales como los modelos homogéneos, los modelos mecanicistas y las correlaciones empíricas entre otros, para resolver los problemas relacionados a este tipo de flujo.

Las correlaciones empíricas han sido las herramientas de uso común en la solución de problemas asociados al flujo bifásico. Las correlaciones ofrecen un método eficaz para evaluar características asociadas con este flujo; tanto es así que algunas correlaciones desarrolladas en la década de los años 40 todavía son usadas en la industria petrolera mundial, incluso en modernos paquetes de simulación. Entre las correlaciones empíricas para flujo bifásico horizontal aplicadas a diferentes rangos de tasa de producción y

tamaño de tubería se encuentran las desarrolladas por Lockhart & Martinelli (1949), Dukler (1964) y Beggs & Brill (1973), entre otras.

2.4.6.1 Correlación empírica de Beggs & Brill

Estos dos investigadores publicaron un esquema para calcular las caídas de presión que ocurren durante flujo simultáneo de gas y líquido en tuberías horizontales e inclinadas. Dicha correlación se desarrolló utilizando mezclas de aire y agua fluyendo en tuberías acrílicas de 90 pies de longitud y de 1 a 1,5 pulgadas de diámetro interior; un total de 584 pruebas de flujo bifásico se hicieron a diferentes ángulos de inclinación. Los autores establecieron ecuaciones según los regímenes de flujo segregados, intermitentes y distribuidos. Para el cálculo del factor de entrampamiento de líquido definieron el factor de fricción bifásico independiente de los regímenes de flujo.

Para 1973 existían correlaciones que predecían el patrón de flujo, retraso de líquido y gradiente de presión, pero principalmente considerando la tubería horizontal o vertical. La aplicación inmediata de esta correlación sería para los casos de tuberías que pasan por terrenos con inclinaciones, así como en pozos direccionales, en los cuales se encuentran desviaciones típicas de 35 a 45 grados de la vertical. (Crane, 1989)

La ecuación usada para calcular el gradiente de presión cuando gas, líquido o ambos, fluyen en una tubería es:

$$-\left(\frac{dp}{dz}\right) = \left[\frac{\left(\frac{g}{g_c}\right) \text{Sen } \theta (\rho_l H_l + \rho_g (1 - H_l)) + \left(\frac{f_{tp} G_m V_m}{2 g_c d}\right)}{1 - \frac{(\rho_l H_l + \rho_g (1 - H)) V_m V_{sg}}{g_c P}} \right] \quad (\text{Ec. 2.4})$$

donde:

dp/dz = gradiente de presión. (Adimensional)

P = presión. (Pa)

θ = ángulo de la tubería. (Adimensional)

V_g = velocidad del gas. (m/s)

V_{sg} = velocidad superficial del gas. (m/s)

ρ_g = densidad del gas. (kg/m³)

H_l = retraso del líquido. (Adimensional)

g = gravedad. (m/s²)

d = diámetro de la tubería. (m)

f = factor de Moody. (Adimensional)

V_m = velocidad de la mezcla. (m/s)

ρ_l = densidad del líquido. (kg/m³)

G_m = flujo másico de la mezcla. (kg/m³)

Esta ecuación se reduce a la ecuación para fase simple líquida o fase simple gas cuando $H_l \rightarrow 1$ ó $H_l \rightarrow 0$ respectivamente. También, para el ángulo de la tubería, cuando θ sea cero, + 90° ó -90°, la ecuación se aplica para flujo horizontal o vertical.

2.4.7 Simulación de procesos

La simulación de procesos se ha convertido en los últimos años en una herramienta fundamental para el diseño, evaluación y optimización de los diferentes procesos encontrados en la industria del petróleo y gas natural, desde su producción hasta su comercialización. La existencia en el mercado de una gran variedad de paquetes de computación para la simulación de procesos, cada vez con mayor capacidad para simular cualquier tipo de proceso, por más complejo que éste sea y con interfaz usuario-simulador más amigable, permite al ingeniero de procesos incorporar estas herramientas de cálculos en su trabajo cotidiano, dándole así un uso imprescindible y frecuente en su área que redundará en mejoramiento de su productividad y tiempo de respuesta.

La simulación de procesos es una técnica que permite predecir en forma rápida y confiable el comportamiento de un proceso, a partir de una representación matemática y realista del mismo, mediante ecuaciones de estado, modelos matemáticos y ecuaciones de diseño para cada operación, prediciendo las propiedades y el comportamiento de las corrientes involucradas en un proceso determinado. (Simulation Sciences Inc, 1997)

2.4.7.1 Simulador Pipephase® versión 9.0

Es un simulador de flujo en tuberías de fluidos multifásicos en estado estable, usado para el modelado de sistemas de recolección y transporte de petróleo y gas. La simulación permite predecir el comportamiento estacionario de plantas en operación y redes de tuberías existentes que pueden ser sometidas a diversas condiciones de operación, a fin de analizar

la respuesta del proceso ante estas modificaciones del proceso, proporcionando guías para optimizar un proceso.

Algunas de las capacidades especiales que también están designadas dentro de Pipephase incluyen el análisis de pozos y *gas lift*, entre otros. Esta herramienta puede simular fluidos definidos composicionalmente o no composicionalmente. Cuando los fluidos son definidos por su composición, las propiedades de todos sus componentes están disponibles en la base de datos del simulador. Un modelo de fluido es composicional cuando éste puede ser definido en término de sus componentes individuales directamente o por medio de una curva de ensayo.

Pipephase puede predecir las propiedades del fluido aplicando leyes apropiadas de mezcla a las propiedades del componente puro. Salvo que se indique lo contrario, éste realizará el cálculo de equilibrio de fase para el fluido y determinará la cantidad y propiedades de la fase líquida y de vapor. Para fluidos definidos no composicionalmente, Pipephase usa correlaciones que le permiten determinar todas las propiedades físicas que el programa requiere para cálculos de caída de presión entre otros.

2.4.7.2 Modelos de fluidos usados en Pipephase

Composicional

El fluido es representado por componentes definidos, donde la definición es con componentes de librería.

No composicional

Es aquel que se define por sus propiedades promedio.

Petróleo negro (Black Oil)

Dos o tres fases (crudo, gas y/o agua), donde el crudo es dominante.

Condensado de gas

Dos fases o tres fases (crudo, gas y/o agua), donde el gas es dominante.

Gas

Gas fase simple (hidrocarburo dominante).

Líquido

Líquido fase simple (hidrocarburo o agua).

2.4.7.3 Ecuaciones de estado utilizadas en Pipephase

Las ecuaciones de estado son métodos que permite el estudio del comportamiento termodinámico de los fluidos para un determinado rango de presión y temperatura. Su aplicabilidad es de gran importancia en la ingeniería permitiendo calcular todas las propiedades características relacionadas como entalpía, entropía, densidad, factor de compresibilidad, entre otros. El ejemplo más simple de ecuación de estado es la ley de los gases ideales.

Las ecuaciones generalmente más utilizadas en Pipephase son:

A. Soave - Redlich - Kwong (SRK)

Esta ecuación de estado es una modificación de la ecuación de estado Redlich - Kwong, publicada por Georgi Soave en 1972. Soave reemplazó el

término $(a/T^{0,5})$ de la ecuación de Redlich – Kwong con un término más general dependiente de la temperatura, presentando la siguiente ecuación:

$$= \frac{\quad}{-} - \frac{\quad}{+} \quad \text{(Ec. 2.5)}$$

donde:

$$b = \sum x_i b_i ; (\text{m}^3/\text{kgmol})$$

$$b_i = 0,8664 \frac{a_{ci}}{P_{ci}} ; (\text{m}^3/\text{kgmol})$$

T_{ci} , P_{ci} = temperatura y presión crítica del componente i . (K, N/m²)

a = término de la ecuación S.R.K. ((N/m²)(m³/kgmol)²)

v = volumen molar. (m³/kgmol)

$$a(T) = \sum_i \sum_j x_i x_j (a_i a_j)^{1/2} (1 - K_{ij})$$

$$a_i = a_{ci} \sigma_{ci} \quad ; \quad a_{ci} = \frac{0,42747(RT_{ci})^2}{P_{ci}}$$

$$\sigma^{0,5} = 1 + m_i (1 - T_{ci}^{0,5}) ; (\text{adimensional})$$

$$m_i = 0,480 + 1,574\omega_i - 0,174\omega_i^2 ; (\text{adimensional})$$

ω_i = factor acéntrico del componente i . (adimensional)

K_{ij} = constante de interacción binaria para componentes i y j .
(adimensional)

Se ha determinado que esta ecuación arroja resultados aceptables para mezclas de hidrocarburos no-polares que contienen agua, además de ser una expresión de amplia difusión en la industria de los hidrocarburos debido a su relativa simplicidad y por su capacidad para generar tasas de equilibrio apropiadas para distintos equilibrios líquido-vapor. Esta ecuación de estado se empleó desde su origen en simulación computacional y en optimización de procesos, y es por su gran versatilidad y exactitud en los resultados generados que se empleará este método termodinámico en la simulación con Pipephase para el desarrollo del presente trabajo; además cuenta con la validación de proyectos similares que ya han sido desarrollados, con hidrocarburos característicos de la zona de estudio en presencia de agua. Sus rangos de estudio son: temperaturas entre -160 y 800 °F, presión 0 a 5000 psi respectivamente. (Perry, 1992 y Simulation Sciences Inc, 1997)

B. Peng - Robinson (PR)

La ecuación de Peng - Robinson (PR), publicada en 1976 es una modificación de la ecuación de Redlich - Kwong. Es similar a la ecuación de Soave - Redlich - Kwong en varios aspectos y fue diseñada para mejorar las predicciones de densidades de líquidos por el método SRK.

La ecuación de Peng – Robinson es la siguiente:

$$P = \frac{RT}{(v-b)} - \frac{a(T)}{[v(v-b)+b(v-b)]} \quad (\text{Ec. 2.6})$$

donde:

$$b = \sum x_i b_i$$

$$b_i = 0,07780R \frac{T_{ci}}{P_{ci}}$$

T_{ci} , P_{ci} = temperatura y presión crítica del componente i .

$$a(T) = \sum_i \sum_j x_i x_j (a_i a_j)^{1/2} (1 - K_{ij})$$

$$a_i = a_{ci} \sigma_{ci}$$

$$a_{ci} = \frac{0,42747(RT_{ci})^2}{P_{ci}}$$

$$\sigma^{0,5} = 1 + n_i (1 - T_{ci}^{0,5})$$

$$n_i = 0,37464 + 1,54226\omega_i - 0,174\omega_i^2$$

ω_i = factor acéntrico del componente i .

K_{ij} = constante de interacción binaria para componentes i y j .

v = volumen molar.

2.5 Estimación de costos

Es un pronóstico de los costos que conforman un proyecto de alcance y estrategia de ejecución definidos que respalda la toma de decisiones en cada una de las fases de un proyecto, el cual varía desde una estimación preliminar basada en una información gruesa de las dimensiones del proyecto propuesto, hasta una estimación detallada basada en planos y especificaciones completos. Entre estos dos extremos de estimación de inversión de capital, pueden existir muchas otras clases de estimaciones, cuya exactitud varía de acuerdo con el grado de desarrollo del proyecto. (MDP. Estimación de Costos, 1999)

Los beneficios de la estimación de costos se resumen a continuación

- ❖ Beneficios desde el punto de vista económico
 - Visión temprana del alcance, costo, beneficios del proyecto.
 - Visión de costo durante la ingeniería de diseño, lo que permite hacer cambios al alcance original garantizando calidad.
 - Contratación de obras a precios más justos (ahorros).
 - Base para comprar reclamos de obras de contratistas.

- ❖ Beneficios desde el punto de vista de la planificación
 - Permite la planificación de desembolsos a mediano y largo plazo.
 - Permite estimar de forma más efectiva los fondos en el presupuesto de inversiones.

- ❖ Beneficios desde el punto de vista de control
 - Herramienta fundamental para un seguimiento de costos y avances de obras.

De acuerdo al grado de avance de la ingeniería y al método empleado los estimados se clasifican en:

2.5.1 Clase V

Es un estimado que se realiza en la fase conceptual de un proyecto, siendo éste una estimación a “grosso modo” de los costos de un proyecto. Se usa generalmente para estudiar la factibilidad de un proyecto y obtención de

fondo para la ingeniería conceptual. Este estimado esta basado en datos históricos y proyectos similares (prorrateso, índices).

2.5.2 Clase IV

Estimado que se realiza después de la etapa conceptual del proyecto, basado en información más detallada del tipo y tamaño de los equipos. Permite decidir ente varias opciones o alternativas de diseño, así como la obtención de fondo para la ingeniería básica. La fuente de información de este estimado son factores históricos (globales y por equipos), relaciones de capacidad con proyectos mayores, cotizaciones de costos estimados de equipos y índices de ingeniería, materiales, construcción con respecto a costo de equipo.

2.5.3 Clase III

Estimado tipo presupuesto realizado después de que la base del diseño del proyecto se ha realizado. Permite la obtención de fondos para la ingeniería de detalle y/o para órdenes de compras de largo tiempo de entrega. La base de datos es la misma que la del estimado clase IV.

2.5.4 Clase II

Estimado basado en especificaciones de diseño básico completadas y alcances definidos con precisión. Se usa generalmente para solicitar aprobación para fondos para la ingeniería de detalle, procura, construcción y arranque del proyecto; sirve como presupuesto base para el control de costos y de avance, así como establecer flujo de caja y evaluar la tasa de retorno de la inversión. Esta basado en análisis de precios unitarios

(partidas), cotizaciones de equipos y materiales a granel, documentos y tarifas profesionales.

2.5.5 Clase I

Estimado para la contratación de obras y/o servicios de compra de materiales y/o equipos, y requiere la ingeniería de detalle completada. Permite tener una referencia oficial en un proceso de licitación para contratar obras y servicios. (MDP. Estimación de Costos, 1999 y Ulrich, 1992)

Para el desarrollo del presente estudio, el tipo de estimado de costo realizado fue de clase V.

2.5.6 Estructura del estimado de costo

Los estimados de costo están estructurados de la siguiente forma:

2.5.6.1 Costo de ingeniería

Costo de los honorarios profesionales y costos asociados para el desarrollo de las ingenierías conceptual, básica y detalle y apoyo a la procura. Incluye costo de supervisión y aseguramiento de calidad.

2.5.6.2 Costo de procura

Costo de los materiales, equipos mayores y menores necesarios para la ejecución del proyecto, así como también los costos asociados tales como: seguros, fletes, *PDVSA Services*, nacionalización, transporte nacional, inspección en talleres y representantes de vendedores, entre otros.

2.5.6.3 Costo de construcción

Costos de todos los materiales suministrados por la contratista, equipos de construcción y mano de obra requeridos para llevar a cabo la ejecución de la obra, incluyendo los costos de administración y utilidad del contratista. Así mismo, incluye los costos de supervisión de construcción y aseguramiento de calidad de la obra.

2.5.6.4 Costo de gestión

Costos asociados a la gerencia del proyecto, incluyen tanto los honorarios profesionales como los gastos reembolsables.

2.5.6.5 Costo de arranque

Costos asociados a asistencia técnica para el arranque, cuadrillas de arranque, químicos y entrenamiento al personal de operación.

CAPITULO III

DESARROLLO DEL TRABAJO

3.1 Elaboración del diseño de la infraestructura necesaria para el manejo de la producción estimada de crudo y gas en los pozos pertenecientes a Araibel-51

De acuerdo a recomendaciones realizadas por el departamento de Optimización e Infraestructura y con base en estudios ejecutados recientemente en el campo La Ceibita-Araibel, se determinó que la filosofía de diseño para la nueva estación Araibel-51 debe cumplir las especificaciones y los parámetros de una estación de recolección y semi-flujo, es decir, se diseñó la infraestructura y los equipos mayores de la estación, de tal manera que, faciliten el manejo del aumento de la producción estimada en el portafolio de oportunidades (PDO) 2010-2029 (tablas A-1, A-2 y A-3 del anexo A), definiendo para esto: las facilidades que permitan la entrada del flujo multifásico de los pozos de producción a la estación, la prueba de pozos, las facilidades de almacenamiento de crudo, y las facilidades de salida tanto de crudo como del gas separado y del flujo multifásico,

En primera instancia, para cumplir con este objetivo en la estación Araibel-51, fue necesario dimensionar los siguientes equipos:

- Un separador en donde se realizará la prueba de pozos.
- Un tanque de almacenamiento para el crudo que sale del separador de prueba.

- Una bomba con la potencia necesaria para desalojar el crudo almacenado en la estación.

Las demás facilidades se desarrollaron en los siguientes objetivos, como parte complementaria del diseño de la infraestructura de Araibel-51.

3.1.1 Consideraciones base para el diseño de la infraestructura de la estación Araibel-51

Para el diseño de los equipos asociados al sistema de recolección, separación y manejo de gas y líquido de la estación Araibel-51, se consideró el potencial máximo del PDO 2010-2029, según análisis realizado por la superintendencia de Yacimientos para un nivel de 60 psig (tabla B-1 de anexo B), y el cual se basa en 11 pozos (ZG-1, ZG-8, ZG-11, ZG-12, ZG-13, ZG-15, ARV-51, ARV-53, ARV-54, ARV-56 y ARV-57) candidatos a reactivación y 3 pozos (ZG-2, ZG-4 y ZG-16) (tabla B-2, anexo B) candidatos a RA/RC (reactivación y acondicionamiento) con un potencial disponible estimado de 12,1 MMPCED de gas y 543 bpd de crudo (tabla B-3 del anexo B). También para efectos de este estudio se consideró además el uso del potencial de pozos de producción de enero de 2009 (tabla C-1 del anexo C), el cual reporta una producción de 2,1 MMPCED de gas y 36 bpd de crudo, generada por dos pozos (ZG-07 y ARV-52) vinculados a la estación Araibel-51.

3.1.2 Composición básica de los fluidos involucrados en el proceso

La composición de los fluidos involucrados en el proceso para la estación Araibel-51 fue suministrada por la unidad de control de calidad de Santa Rosa, adscrita a la gerencia de manejo de Gas del distrito Anaco.

Cabe destacar que la estación Araibel-51 tiene aproximadamente 10 años desincorporada en las operaciones de producción, y por estrategia corporativa los pozos reactivados de esta estación han sido asociados a la estación L-63. Por esta circunstancia los resultados del análisis cromatográfico de ambas estaciones son los mismos.

La cromatografía de gas y líquido, considerados en este estudio para las estaciones Araibel-51 y L-63, se describe en la siguiente tabla:

Tabla 3.1. Composición molar de los fluidos de la estación L-63.

ESTACIÓN	L-63	
COMPONENTES	% MOLAR DE GAS	% MOLAR DE LÍQUIDO
CO ₂	4,973	0,260
N ₂	5,376	0,080
C ₁	62,843	1,630
C ₂	10,762	0,910
C ₃	8,505	2,850
I-C ₄	1,896	2,230
N-C ₄	2,688	5,280
I-C ₅	0,897	4,660
N-C ₅	0,669	4,790
N-C ₆	0,736	8,910
N-C ₇	0,626	11,100
N-C ₈	0,020	4,110
N-C ₉	0,008	1,010
N-C ₁₀	0,001	0,510
N-C ₁₁	0,000	51,670
PROPIEDADES GLOBALES		
Gravedad específica	0,893	0,695
Peso molecular	25,85	119,39

Los reportes del análisis cromatográfico de las estaciones Araibel-51 y L-63 se pueden observar en la tabla D-1, D-2 y D-3 del anexo D.

3.1.3 Dimensionamiento del separador de prueba para la estación Araibel-51

Un separador líquido-gas tiene dos secciones básicas. En la sección superior el gas fluye hacia arriba o a través del recipiente y las gotas de

líquido caen a través del mismo hacia la fase de líquido. La sección inferior permite que las burbujas de gas en el líquido emerjan y pasen a la fase de gas, y tiene un tamaño basado en el tiempo de retención o de residencia. Este es el tiempo que el líquido permanece en el separador antes de la descarga.

El separador de prueba que se dimensionó para la estación Araibel-51, se utilizará para medir la producción de un solo pozo a la vez, y en un lapso de tiempo de 8 horas por mes, sin embargo, cuando el caso lo amerite se podrán realizar las pruebas durante 12 ó 24 horas por mes.

3.1.3.1 Consideraciones de diseño

Para el diseño del separador de prueba se consideró la volumetría del pozo de mayor producción (ZG-07) asociado a la estación Araibel-51, según el potencial de pruebas de pozos de producción de enero de 2009. Esta consideración es de elevada importancia, ya que por característica general los pozos asociados a la estación fluyen de forma natural, y en consecuencia se producen alteraciones impredecibles que pueden aumentar considerablemente el volumen de flujo. Teniendo en cuenta este hecho se fijó una tasa de 10% de sobre dimensionamiento en el separador para minimizar el impacto negativo que tiene este particular aumento de flujo en el separador de prueba.

Por otro lado, se va considerar el diseño de un separador horizontal, pues por experiencia, éste ofrece mayor capacidad por el mismo dinero que un separador vertical cuando se comparan los costos del equipo. Además no existen limitaciones de espacio para la instalación del mismo en la estación Araibel-51, y también para llevar una concordancia con las demás

estaciones, ya que por lo general en todas las estaciones de flujo del campo La Ceibita-Araibel están instalados separadores de este tipo.

Los parámetros de diseño establecidos de acuerdo a recientes estudios realizados por parte de PGA (Proyecto Gas Anaco) en conjunto con la Superintendencia de Optimización e Infraestructura para el campo La Ceibita-Araibel, y en específico para el sistema de separación de Araibel-51, se encuentran en la tabla 3.2.

Tabla 3.2. Parámetros de diseño considerados para la estación Araibel-51.

Parámetros	Nivel de baja presión
Presión de diseño (psig)	125
Presión de operación (psig)	90
Presión de operación máxima (psig)	95
Temperatura máxima (°F)	100
Temperatura de operación (°F)	94

3.1.3.2 Criterios de diseño

Para efectos de este estudio, el diseño se relacionó sólo con el tamaño básico de separadores desde el punto de vista del proceso, por ejemplo: especificación de longitud de costura a costura (C/C), diámetro interno y niveles aproximados de líquido. Un estudio más detallado de diseño se especifica según criterios mecánicos de ingeniería para diseño de recipientes y accesorios internos.

En lo concerniente a las normas básicas del dimensionamiento del separador de la estación, vale mencionar que se aplicaron los lineamientos estipulados por PDVSA según la normativa número 90616.1.027, para separadores líquido-vapor del Manual de Ingeniería de Diseño; en donde se establecen los puntos básicos de diseño, y se plasman como premisas de trabajo los siguientes:

- Para separadores horizontales, la selección de la constante de Souders-Brown (K) se basa en la relación longitud/diámetro (L/D) del recipiente, considerada de costura a costura; los valores de esta se observan en la tabla 3.3. El valor máximo que se permite es $K = 0,7$.

Tabla 3.3. Valores de la constante de Souders-Brown (K) para separadores horizontales.

Relación Longitud/Diámetro (L/D)	Valores de K
$2,5 < (L/D) < 4$	0,4
$4 \leq (L/D) < 6$	0,5
$(L/D) > 6$	$0,5(L/L_{base})^{0,05}$

- El tiempo retenido del volumen de líquido, viene dado según la gravedad API del crudo y se muestra en la tabla 3.4.

Tabla 3.4. Tiempo de retención del líquido.

°API	Tiempo (minuto)
°API > 40	1,5
25 < °API < 40	3
°API < 25	5,0

3.1.3.3 Desarrollo del dimensionamiento del separador de prueba con el uso del simulador GASNET

El simulador GASNET se autodefine como “un software que proporciona a los ingenieros de campo una metodología sencilla de diseño para resolver los problemas que a diario se presentan. Es además una herramienta para defender las inversiones y la adquisición de equipos o tomar decisiones en las actividades de rutina” (Martínez, 2001).

Con este software se puede verificar la capacidad de un separador existente o diseñar uno nuevo. Para hacer los cálculos se emplean las normas del nivel nacional (PDVSA), así como, del nivel internacional (GPSA). Adicionalmente es factible adaptar el equipo de un fabricante a cualquier otro tipo, mediante el ajuste de los parámetros que soportan el diseño.

Los datos necesarios para el diseño son:

a) Datos generales:

- Identificación del equipo.
- Tipo de separador.
- Impurezas: % N₂, %CO₂, %H₂S (cromatografía del gas).

- Caudal de gas, petróleo y agua.
- Gravedad específica del gas (cromatografía del gas)
- Gravedad específica del petróleo (cromatografía del líquido).
- Densidad del agua.
- Condiciones de operación: presión operación y diseño, temperatura.

b) Parámetros fijos y opcionales:

- Diámetro de la boquilla de gas.
- Diámetro de la boquilla del líquido.
- Diámetro de la boquilla de entrada.
- Características del metal.
- Tiempo de retención de líquido, 1,5 – 3 minutos.
- K del extractor de niebla, 0,15 m/s. (0,50 pie/s).
- Espesor del extractor, 15,24 cm (6 pulg).

Al introducir los parámetros en el simulador, se definió el diseño de un separador totalmente nuevo y regido por las normas PDVSA, y al cual se le suministraron los datos necesarios para el cálculo de las dimensiones del separador, según consideraciones y criterios establecidos previamente en este estudio.

En la siguiente figura se presenta la ventana principal donde se introdujeron los valores requeridos por el software GASNET.

The screenshot shows a software window titled "SEPARADORES, DATOS" with a sub-tab "Generales". The window is divided into several sections for data entry:

- Identificación del equipo:** 17/08/2009
- El separador es:**
 - Diseño nuevo
 - Existente
- Método de cálculo:**
 - PDVSA
 - GPSA
- Tipo de separador:**
 - Vertical bifásico
 - Horizontal bifásico
 - Horizontal trifásico
 - Horizontal trifásico con espuma
- Impurezas:**
 - Contenido de N2: 0.0000 %
 - Contenido de CO2: 0.0000 %
 - Contenido de H2S: 0.0000 %
- Gas:**
 - Caudal de gas a C.N.: 1.3200 MMpie³/día
 - Gravedad específica: 0.8930
- Petróleo:**
 - Caudal de petróleo a C.N.: 18.7000 bls/día
 - Gravedad del petróleo: 41.2000 °API
- Agua:**
 - Caudal de agua a C.N.: 8.8000 bls/día
 - Densidad del agua: 62.4000 lb/pie³
- Condiciones de operación:**
 - Presión de operación: 94.8000 lpcm
 - Temperatura del sistema: 93.2000 °F
 - Presión de diseño: 125.0000 lpcm

At the bottom, there is a note: "C.N. = Condiciones Normales, (14,696 lpc y 60 °F) ó (1,0332 kg/cm² y 15,56 °C)". Buttons for "Borrar todos los datos" and "Cerrar datos" are located at the bottom of the window.

Figura 3.1. Ventana principal de ingreso de datos generales en GASNET.

En el anexo E se presenta un breve comentario sobre el uso del simulador GASNET, sus diversas aplicaciones y específicamente en las figuras E-1, E-2 y E-3 se encuentran identificadas las ventanas del simulador.

3.1.3.4 Cálculos involucrados en el simulador GASNET

Normalmente, el diseño de un separador bifásico gas-petróleo se hace partiendo del supuesto de que el crudo, aunque tenga agua, no será deshidratado dentro de la unidad. El objetivo en este caso es separar las fases líquida y gaseosa, con lo cual se obtienen recipientes de precio razonable. A continuación se especifican los pasos que se deben cumplir para realizar el diseño de un separador horizontal, utilizando como referencia "Ingeniería de Gas, Principios y Aplicaciones" (Martínez, 2001).

Para determinar el tamaño de la sección del gas, se sigue la secuencia de pasos que se describe a continuación:

- **Paso 1.** Calcular la velocidad de diseño del gas

$$V_g = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (\text{Ec. 3.1})$$

donde:

K = constante de Souders-Brown. (pie/s)

V_g = velocidad del gas. (pie/s)

ρ_l = densidad del líquido. (lb/pie³)

ρ_g = densidad del gas. (lb/pie³)

- **Paso 2.** Calcular la tasa del flujo volumétrico del gas

La tasa de flujo volumétrico del gas, en las condiciones de operación del separador, se puede hallar siguiendo la ley combinada de los gases o dividiendo la tasa másica entre la densidad del gas, también en condiciones de operación, como sigue:

$$Q_g = \frac{W_g}{\rho_g} \quad (\text{Ec. 3.2})$$

donde:

Q_g = tasa de flujo volumétrico. (pie³/s)

W_g = tasa de flujo de gas. (lb/s)

ρ_g densidad del gas. (lb/pie)

- **Paso 3.** Determinar el área de la sección transversal que permita el flujo normal del gas dentro del separador

$$A_g = \frac{Q_g}{V_g} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

donde:

A_g = área de la sección transversal para el gas. (pie²)

V_g = velocidad del gas. (pie/s)

- **Paso 4.** Hallar el diámetro del recipiente

El diámetro del recipiente se determina en este punto, partiendo de la relación hg/D. En la figura E-3 se observa el valor del diámetro del recipiente, así como también la altura de la sección transversal de cada fase.

En términos generales, se comienza el diseño dejando la mitad de la sección transversal para el gas (hg/D será 0,5) y la otra mitad, para el petróleo. Cuando se trata de petróleos espumosos, es necesario reservar un espacio permisible para la espuma, de tal manera que no sea necesario utilizar productos químicos cuyo precio es muy alto. Este último no es el caso para el presente estudio, ya que el petróleo de Araibel-51 posee la característica de ser un condensado liviano no espumoso.

El tiempo de retención del líquido, según normas PDVSA, afectará el valor de hl seleccionado (para el estudio se definió un tiempo de retención igual a 1,5 minutos ya que el crudo posee una viscosidad mayor a 40 °API). Las tablas de fracción del área correspondiente a h/D en la sección

transversal del cilindro son útiles para relacionar los diámetros con los volúmenes parciales; estas se encuentran en la tabla E-1.

Cuando se llega a este nivel del diseño, es poco probable que las cifras obtenidas se ajusten de forma perfecta; por lo tanto, se debe redondear el diámetro al próximo valor práctico más alto y volver a calcular el área de la sección transversal, así como verificar el tiempo de retención del líquido (en el caso de que su valor no este definido), para ver si es razonable.

En el caso de que la sección transversal del líquido y del gas fueran iguales, entonces el área trasversal del separador se calcula con la siguiente ecuación:

$$A = 2 \cdot A_g \quad (\text{Ec. 3.4})$$

donde:

A = área de la sección transversal del separador (pies²)

A_g = área de la sección transversal del gas (pies²)

Se determina el diámetro interno del recipiente como sigue:

$$D_i = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad (\text{Ec. 3.5})$$

- **Paso 5.** Determinar la longitud del cilindro

Se supone una longitud costura a costura de un recipiente (L); longitudes comunes comienzan con 7,5 pies y aumentan en incrementos de 2,5 pies.

- **Paso 6.** Calcular el volumen de retención del líquido

$$V_l = A_l \cdot L \quad (\text{Ec. 3.6})$$

donde:

V_l = volumen de retención del líquido. (pie³)

A_l = área disponible para el líquido. (pie²)

L = longitud del separador de costura a costura (pie)

- **Paso 7.** Hallar la tasa de flujo volumétrico del líquido

$$Q_l = \frac{W_l}{\rho_l} \quad (\text{Ec. 3.7})$$

donde:

Q_l = tasa de flujo volumétrico del líquido. (pie³/s)

W_l = tasa de flujo másico del líquido. (lb/s)

ρ_l densidad del líquido a presión y temperatura de operación. (lb/pie³)

- **Paso 8.** Determinar el tiempo de retención del líquido (t_{rl})

$$t_{rl} = \frac{V_l}{60 \cdot Q_l}, \text{ min.} \quad (\text{Ec. 3.8})$$

- **Paso 9.** Ajustar L como sea necesario. Una relación L/D entre 2,5 y 6 es satisfactoria

Los cálculos descritos, forman parte de la base con la cual se vale el simulador GASNET para determinar las dimensiones del separador. Los

resultados generados por GASNET son expuestos en la tabla 4.1, y el reporte del mismo se ubica en el anexo E.

3.1.3.5 Cálculo de las velocidades de entrada y salida en las boquillas del separador de prueba

El tamaño de las boquillas de un separador, tiene una importancia fundamental en la hidráulica del equipo, no sólo por la caída de presión debido al incremento de flujo, sino también por la incidencia que tiene la velocidad de entrada y salida del fluido en el equipo, lo cual garantiza eficiencia y buena operatividad del mismo.

Suponiendo el caso de que el diámetro en la tubería de entrada de un separador sea pequeño, y se le suma el hecho de que la boquilla de entrada del mismo sea inadecuada, se estará en presencia de un esquema que contribuye a la formación de los regímenes de flujo del tipo anular/rocío en la entrada de estos equipos. Esta configuración favorece al arrastre de líquido al aumentar la velocidad del gas en la tubería.

Una manera de minimizar este efecto, sin necesidad de aumentar el diámetro de la tubería cuando existen altas velocidades superficiales tanto de gas como de líquido, es la variación del diámetro de boquillas de entrada de la mezcla y de salida de gas. Para esto PDVSA se rige por la normativa MDP 03-S-03, 1995 “Separadores Líquido- Vapor”, la cual expresa que la velocidad de entrada del fluido al separador debe ser menor que:

$$V_{\text{Boq.Mezcla}} \leq \frac{60}{\sqrt{\rho_{\text{mezcla}}}} \quad (\text{Ec. 3.9})$$

donde:

$V_{\text{Boq. Mezcla}}$ = velocidad de la mezcla a la entrada del separador (pie/s)

ρ_{mezcla} = densidad de la mezcla (lb/pie³)

Para el cálculo de las velocidades de boquilla se tomó en consideración, al igual que en el dimensionamiento del tamaño del separador, el caudal del pozo de mayor producción (ZG-07) asociado a la estación Araibel-51, según el potencial de pruebas de pozos de producción de enero de 2009, fijándose además una tasa de 10% de sobre diseño. Los parámetros de diseño considerados para el cálculo de las velocidades son los referidos en la tabla 3.5.

Los cálculos básicos necesarios para determinar las velocidades en las boquillas de entrada y salida del separador de prueba, fueron desarrollados por medio de una hoja de cálculo, suministrada por la Superintendencia de Optimización e Infraestructura. Los criterios de diseño que se establecen en la hoja de cálculo, son los estipulados en la normativa PDVSA-90616.1.027, 1991 que regula los límites de velocidad de entrada y salida en las boquillas del separador.

En la tabla 3.5 se presenta la velocidad permisible a través de las boquillas de acuerdo con el flujo.

Tabla 3.5 Velocidad permisible a través de las boquillas.

Boquilla	Flujo	Velocidad máxima (pies/s)
Entrada	Bifásico (mezcla)	30
Salida	Gas	60 - 90
Salida	Líquido	3

A continuación se realiza una descripción del desarrollo de las ecuaciones involucradas en la hoja de cálculo que se implementó para determinar las velocidades en las boquillas del separador de prueba de Araibel-51:

La densidad del gas se determinó a partir de la siguiente ecuación:

$$\rho_g = \frac{(P_{op} + 14,7) 28,96 \cdot GE}{Z \cdot R \cdot T} \quad (\text{Ec. 3.10})$$

donde:

ρ_g = densidad del gas (lb/pie³)

P_{op} = presión de operación (psig)

GE = gravedad específica del gas

Z = factor de compresibilidad del gas

R = constante universal de gases (10,73 psia.pie³/lbmol.°R)

T = temperatura de operación (°R)

28,96 = masa molar del aire a condiciones normales (lb/lbmol)

El flujo volumétrico se calculó a continuación con la ecuación:

$$Q_g = \frac{PCED \cdot 28,96 \cdot GE}{379,48 \cdot 86.400 \cdot \rho_{gas}} \quad (\text{Ec. 3.11})$$

donde:

Q_g = flujo volumétrico del gas (pie^3/s)

PCED = cantidad de gas ($\text{pie}^3/\text{día}$)

379,48 = factor de conversión de lbmol a pie^3 estandar

86.400 = factor de conversión de días a segundos

A partir del flujo volumétrico se obtuvo el flujo de gas:

$$W_g = Q_g \cdot \rho_g \quad (\text{Ec. 3.12})$$

donde:

W_g = flujo de gas (lb/s)

La gravedad específica del crudo se determinó con la ecuación siguiente:

$$Ge = \frac{141,5}{131,5 + ^\circ\text{API}} \quad (\text{Ec. 3.13})$$

donde:

Ge = gravedad específica del crudo

$^\circ\text{API}$ = grados API del crudo

La densidad del crudo se calculó a continuación:

$$\rho_{crudo} = Ge \cdot 62,42 \quad (\text{Ec. 3.14})$$

donde:

ρ_{crudo} = densidad del crudo (lb/pie^3)

62,42 = densidad del agua (lb/pie³)

El cálculo del flujo volumétrico de crudo se determinó de la siguiente manera:

$$Q_l = \text{BPD} \frac{5,615}{86.400} \quad (\text{Ec. 3.15})$$

donde:

Q_l = flujo volumétrico de crudo (pie³/s)

BPD = cantidad de crudo (barriles /dia)

5,615 = factor de conversión de barriles a pie³

Con el flujo volumétrico y la densidad del crudo se determinó el flujo másico de crudo a partir de la siguiente ecuación:

$$W_l = Q_l \cdot \rho_{\text{crudo}} \quad (\text{Ec. 3.16})$$

donde:

W_l = flujo de crudo (lb/s)

La densidad de la mezcla gas-líquido se obtiene con la ecuación:

$$\rho_{\text{mezcla}} = \frac{(W_l + W_g)}{(Q_l + Q_g)} \quad (\text{Ec. 3.17})$$

donde:

ρ_{mezcla} = densidad de la mezcla (lb/pie³)

La velocidad de la boquilla de entrada (mezcla bifásica) se determinó con la ecuación 3.9, y a partir de esta ecuación se calculó el diámetro:

$$D_{\text{boq.mezcla}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 144 \cdot (Q_l + Q_g)}{\pi \cdot V_{\text{boq.mezcla}}}} \quad (\text{Ec. 3.18})$$

donde:

$D_{\text{boq.mezcla}}$ = diámetro en la boquilla a la entrada de la mezcla bifásica (pulgadas)

$V_{\text{boq.mezcla}}$ = velocidad en la boquilla a la entrada de la mezcla bifásica (pie/s)

El valor determinado del diámetro de la boquilla, se aproxima al diámetro comercialmente más cercano.

Nota: Si la velocidad determinada mediante la ecuación 3.9, arroja un valor por encima de la normativa (para mezcla la velocidad debe ser menor o igual a 30 pies/s), se debe asumir una velocidad de 30 pies/s en la ecuación 3.18 y calcular nuevamente el diámetro de la boquilla, para introducir su resultado en la siguiente ecuación:

$$V_{\text{boq.mezcla}} = \frac{4 \cdot 144 \cdot (Q_l + Q_g)}{(D_{\text{boq.mezcla}})^2 \cdot \pi} \quad (\text{Ec. 3.19})$$

Para calcular la velocidad de la salida del gas en las boquillas del separador, se tiene la siguiente ecuación:

$$V_{\text{boq.gas}} = \frac{60}{\sqrt{\rho_{\text{gas}}}} \quad (\text{Ec. 3.20})$$

donde:

$V_{\text{boq.gas}}$ = velocidad en la boquilla a la salida del gas (pie/s)

El diámetro de la boquilla del gas a la salida se determinó como sigue:

$$D_{\text{boq.gas}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 144 \cdot Q_g}{\pi \cdot V_{\text{gas}}}} \quad (\text{Ec. 3.21})$$

El valor del diámetro de la boquilla se aproxima al diámetro comercialmente superior más cercano, y se determina nuevamente la velocidad del gas en la boquilla de salida mediante la siguiente ecuación:

$$V_{\text{boq.gas}} = \frac{4 \cdot Q_g}{0,0833 \cdot \pi \cdot (D_{\text{boq.gas}})^2} \quad (\text{Ec. 3.22})$$

Esta velocidad debe ser menor que el resultado de la ecuación 3.20, en caso contrario se elige un diámetro mayor, para cumplir con el criterio que se indica en la normativa empleada en este estudio. Los resultados del dimensionamiento de las boquillas del separador de prueba se presentan en la tabla 4.2. La hoja de cálculo utilizada para determinar las velocidades de las boquillas de entrada y salida se presenta en la figura F-1 del anexo F.

3.1.4 Tanques requeridos para el almacenamiento del crudo que sale del separador de prueba

Actualmente la estación Araibel-51 no cuenta en su infraestructura con un sistema de almacenamiento de líquidos que permita el manejo de su producción. En el sitio sólo se encuentra un tanque de 1.000 bbl totalmente desmantelado y a simple vista no apto para su recuperación.

Por tal motivo la estación requiere para su activación, la instalación de un depósito de crudo que permita recolectar, no solo el volumen producido en la prueba de pozos, sino también que permita almacenar, en un hipotético escenario, toda la producción de líquidos estimada en el PDO 2010–2029.

Para determinar el número de tanques necesarios y evaluar su capacidad de almacenaje, se tomaron las siguientes consideraciones:

- La producción de líquidos (543 de crudo y 571 bbl/día de agua) fue la estimada específicamente para el año 2010 según el PDO 2010–2029.
- La presión y temperatura de operación que se estableció fue la presentada en la tabla 3.2.
- El tiempo de vaciado de los tanques se fijó en 8 horas para su disposición final.
- La capacidad de los tanques se evaluó con el promedio de producción de cada pozo (16 pozos productores, para un total de 1.114 bpd de líquido), y con ello se determinó el tiempo de almacenaje.

Como criterio de diseño se utilizó la décima edición de la norma API.SPEC.12D.94, que muestra la configuración para tanques con capacidades nominales que permiten cubrir el volumen de líquido estimado, cuyas dimensiones y volúmenes o capacidades de trabajo se resume en la tabla 3.6.

Tabla 3.6 Capacidades y dimensiones de tanques.

Capacidad nominal (barriles)	Capacidad de trabajo (barriles)	Diámetro externo (pie)	Atura (pie)
5.000	4.916	38	24
3.000	2.764	29	24
1.500	1.438	21	24
500	456	12	24

En base a las consideraciones y criterios establecidos, y tomando en cuenta la reducción de costos, se evaluó un solo tanque con capacidad de 500 bbl, siguiendo los pasos descritos a continuación:

A) Evaluación de la capacidad del tanque a partir del PDO 2010 – 2029

Tomando como base los 1.114 bpd de líquidos de las proyecciones del PDO, se procedió a determinar el tiempo de almacenaje por medio de la siguiente ecuación:

$$Q = \frac{V}{t} \quad (\text{Ec. 3.23})$$

donde:

Q = flujo volumétrico (bbl/día)

V = volumen neto (bbl)

t = tiempo de almacenaje (h)

Despejando el tiempo de almacenaje de la ecuación 3.23 se tiene:

$$t = \frac{V}{Q} \quad (\text{Ec. 3.24})$$

De esta forma se calculó el tiempo de retención y se evaluó la factibilidad de instalar un tanque de 500 barriles, que permitirá manejar la volumetría máxima de líquidos estimada en el PDO 2010–2029.

B) Evaluación de la capacidad del tanque a partir del promedio de producción de cada pozo

En primera instancia, se consideró un tiempo máximo de 24 horas para la prueba de cada pozo, con la finalidad de realizar la evaluación de la capacidad del tanque con las condiciones más extremas en cuanto a caudal de producción. Además, se consideró el promedio de producción de cada uno de los pozos asociados a la estación Araibel-51, el cual es el producto de la operación aritmética que relaciona la producción total de líquidos (1.114 bpd) estimada en el PDO, entre los 16 pozos de producción.

A partir de la ecuación 3.24 se calculó el tiempo de almacenamiento de líquidos en el tanque de 500 barriles.

Los resultados de la evaluación de la capacidad del tanque, referidos al caudal de producción del PDO y al promedio de producción de cada pozo, se reportan en la tabla 4.3 y 4.4.

3.1.5 Cálculo de la potencia requerida de una bomba centrífuga, para desalojar líquidos del tanque a instalar en la estación Araibel-51

La bomba centrífuga es el tipo más utilizado en la industria química y del petróleo, para transferir líquidos como materias primas, materiales de fabricación y productos acabados, así como también para los servicios generales de abastecimiento de agua y desplazamiento de crudos, entre otros.

Las ventajas primordiales de una bomba centrífuga son la sencillez, el bajo costo inicial, el flujo uniforme, el pequeño espacio necesario para su instalación, los costos bajos de mantenimiento, el funcionamiento silencioso y su capacidad de adaptación para su empleo con unidad motriz de motor eléctrico o turbina. Por lo antes expuesto, este tipo de bomba fue la que se implantó en el presente estudio.

La potencia necesaria para el funcionamiento de la bomba en la estación Araibel-51, se consideró a partir de la necesidad de evacuar el líquido del tanque (que será instalado en la estación) de 500 bbl, en un intervalo de tiempo de 8 horas.

El cálculo de la potencia requerida de la bomba, se desarrolló bajo los parámetros y criterios establecidos por PDVSA mediante la norma MDP-02-P-06, 1997 "Cálculos en servicio de bombeo".

Los pasos a seguir para determinar la potencia de la bomba, son los que se definen a continuación:

A) Cálculo de la densidad del crudo

En principio, se determinó el valor de la gravedad específica utilizando para ello la ecuación 3.13 y los valores de la tabla 3.1. Luego, el resultado de la gravedad específica se introdujo en la ecuación 3.14, y de esta manera se realizó el cálculo de la densidad del crudo.

B) Cálculo del cabezal hidráulico

Este cálculo se refiere a la cantidad de energía que la bomba debe ser capaz de suministrar a cada unidad de masa del líquido por conversión en presión.

$$\frac{\text{energía} \cdot gc}{\text{masa} \cdot g} = \text{cabezal} \quad (\text{Ec. 3.25})$$

El cabezal hidráulico se calcula, convirtiendo el aumento en presión de la succión a la descarga a la altura de una columna equivalente de líquido bombeado, a las condiciones de bombeo, mediante la siguiente ecuación:

$$H = \frac{F_1 \cdot (Pd - Ps)}{\rho_c} \left(\frac{gc}{g} \right) \quad (\text{Ec. 3.26})$$

donde:

H = cabezal hidráulico (pie)

Pd = presión de descarga (psig)

Ps = presión de succión (psig)

gc = constante dimensional (32,2 lb·pie/lbf·s²)

g = aceleración de gravedad (32,2 pie/s²)

ρ_c = densidad del fluido (crudo) a las condiciones de bombeo (lb/pie³)

F_1 = factor de conversión (144 pulg²/pie²)

C) Cálculo de flujo volumétrico

Con los respectivos factores de conversión, el cálculo del flujo volumétrico (pie³/s), se realizó considerando que el tanque de 500 bbl requiere ser vaciado en un tiempo de 8 horas. El modelo de cálculo es el siguiente:

$$Q_v = \frac{500 \text{ barriles}}{8 \text{ horas}} \times \frac{5,615 \text{ pie}^3}{1 \text{ barril}} \times \frac{1 \text{ hora}}{3.600 \text{ segundos}}$$

D) Cálculo del flujo másico

Con el valor de la densidad y del flujo volumétrico determinados en el paso A y C respectivamente, se calculó el flujo másico a partir de la ecuación 3.16.

E) Cálculo de la potencia al freno

Los requerimientos de energía de una bomba se calculan como sigue:

Potencia hidráulica = Caudal de flujo másico · energía entregada/unidades de masa de líquido.

$$\text{Potencia al freno} = \frac{\text{Potencia hidráulica}}{\text{Eficiencia}} \quad (\text{Ec. 3.27})$$

$$\text{BHP} = \frac{W \cdot H}{E_o \cdot F_4} \left(\frac{g}{gc} \right) \quad (\text{Ec. 3.28})$$

Sustituyendo W por Q y ρ_c se obtiene:

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot \rho_c \cdot H}{E_o \cdot F_5} \left(\frac{g}{gc} \right) \quad (\text{Ec. 3.29})$$

Si ΔP está disponible:

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot \Delta P}{F_6 \cdot E_o} \quad (\text{Ec. 3.30})$$

donde:

BHP = potencia al freno (HP)

W = flujo másico del crudo (lb/h)

H = cabezal de presión desarrollado por la bomba (pie)

E_o = eficiencia global, incluyendo pérdidas hidráulicas y mecánicas

(adimensional)

Q = flujo volumétrico a condición de operación (gpm)

ΔP = aumento de presión entre la succión y la descarga (psig)

F_4 = factor que depende de las unidades ($1,98 \cdot 10^6$)

F_5 = factor que depende de las unidades (246.873,00)

F_6 = factor que depende de las unidades (1.714)

F) Cálculo de NPSH

Para bombas centrifugas, el NPSH (cabezal neto de presión en la succión de la bomba) es un parámetro crítico debido a que es un indicativo

de la posibilidad que la bomba pueda producir cavitación. Este es un fenómeno que involucra la vaporización parcial del líquido bombeado en la línea de succión y el posterior colapso de las burbujas de vapor en la zona de alta presión del impulsor de la bomba.

La ecuación para su cálculo es:

$$\text{NPSH} = \left[\frac{F_1 \cdot (P_{\text{sup}} - P_v)}{\rho} \right] \cdot \frac{g_c}{g} \pm Z - H_f \quad (\text{Ec. 3.31})$$

donde:

NPSH = cabezal neto de presión en la succión de la bomba (pies)

P_{sup} = presión sobre la superficie del líquido (psia)

P_v = presión de vapor del líquido (psia)

Z = diferencia de altura entre la superficie del recipiente de succión y el nivel de referencia de la bomba (pies)

H_f = pérdidas por fricción (pies)

F_1 = factor que depende de las unidades (144)

En este caso, no se conoce con precisión el arreglo de tuberías y las distancias desde el tanque de almacenamiento hasta la succión de la bomba por ser una ingeniería conceptual. Tampoco se conoce la presión de vapor del petróleo, por lo cual el cálculo del NPSH se obviará.

Para efectos de este estudio, la potencia de la bomba se determinó mediante la ecuación 3.30, suponiendo una eficiencia global del 80 %.

El valor del flujo volumétrico se debe expresar en gpm, y para obtener su valor se procede de la manera siguiente:

Se calcula el flujo volumétrico en bbl/h:

$$Q = \frac{500 \text{ barriles}}{8 \text{ horas}} = 62,5 \text{ bbl/h}$$

Por medio de un factor de conversión se determinan los gpm:

$$62,5 \text{ BPH} \times \frac{0,7 \text{ gpm}}{1 \text{ BPH}} = 43,75 \text{ gpm}$$

Los valores necesarios para realizar los cálculos de la potencia requerida de la bomba y los resultados determinados en cada paso son presentados en la tabla 4.5.

3.2 Adaptación del funcionamiento de los separadores existentes en la estación L-63 desde una presión de 450 a 60 psig, para la separación de la producción asociada a la estación Araibel-51

En función de cumplir con el manejo y procesamiento del potencial proyectado en el Portafolio de Oportunidades 2010-2029 para Araibel-51 y, mediante la verificación de esquemáticos y visitas de campo a la estación L-63, se determinó la posibilidad de adaptar dos separadores de producción de 450 psig de esta estación, los cuales actualmente están en desuso por la declinación natural de la producción de los pozos asociados a L-63.

De acuerdo a estudios realizados de ultrasonido por el equipo de mecánica, perteneciente a la superintendencia Optimización e Infraestructura, dichos separadores cuentan con un espesor de pared suficiente para soportar una presión de operación de 60 psig

Para adaptar el funcionamiento de los separadores de tipo horizontal de la estación L-63, desde una presión de 450 a 60 psig, se realizó una evaluación de dichos separadores existentes, mediante el uso del simulador GASNET; y para comprobar el funcionamiento de las boquillas de los separadores, de tal manera que las velocidades en las mismas cumplieran con los parámetros establecidos en las normas PDVSA, se usó una hoja de cálculo idéntica a la utilizada en el dimensionamiento de las boquillas del separador de prueba.

3.2.1 Evaluación de los separadores existentes mediante el uso del simulador GASNET

Tal como fue descrito en puntos anteriores, el simulador GASNET permite, no solo dimensionar un separador desde cero, sino que también es posible evaluar las capacidades de un separador existente.

Para el cumplimiento de este objetivo fueron evaluados las capacidades máximas de los dos separadores existentes en la estación L-63. Los cálculos que involucra el simulador para realizar dicha evaluación, son idénticos a los referidos en el dimensionamiento del separador de prueba.

3.2.1.1 Consideraciones y criterios de diseño

Las consideraciones para evaluar las capacidades máximas de los separadores de la estación L-63, fueron resumidas en las siguientes pautas:

- La evaluación se realizó considerando los 12,1 MMPCED de gas y 1.114 BPD de líquido, según el potencial máximo estimado en el PDO 2010-2029 para Araibel-51.
- El volumen de producción que cada uno de los separadores debe manejar, será la mitad del PDO 2010-2029.
- Se estimó como sobre diseño, un aumento de 10 % en los caudales de gas y líquido que serán manejados por los separadores.
- Los parámetros de diseño establecidos para la evaluación de los separadores, son referidos a las características operacionales de la estación L-63: presión de 77 psig y temperatura de 91 °F.

Los criterios de diseño para realizar dicha evaluación son, en general, los establecidos mediante los lineamientos formulados por PDVSA según la normativa 90616.1.027, 1991, para separadores líquido-vapor del Manual de Ingeniería de Diseño, donde se establecen los siguientes puntos básicos de diseño:

- Para separadores horizontales, la selección de la constante de Souders y Brown (K) se basa en la relación longitud/diámetro (L/D) del recipiente, considerada de costura a costura, (tabla 3.3). El valor máximo que se permite es $K = 0,7$.

- El tiempo retenido del volumen de líquido, viene dado según la gravedad API del crudo y se presenta en la tabla 3.4.

3.2.1.2 Desarrollo de la evaluación de los separadores existentes en la estación L-63 con el uso del simulador GASNET

En la figura 3.2 se presenta la ventana principal del software GASNET, en la cual se introducen los valores requeridos para la evaluación de los separadores de la estación L-63:

Figura 3.2. Ventana principal de ingreso de datos generales en GASNET.

Para la evaluación de los separadores de la estación L-63, se utilizó el método de cálculo especificado por PDVSA, y se definió en el simulador un

separador existente horizontal. Se suministraron los datos requeridos por el simulador, tomando en cuenta las consideraciones y criterios ya establecidos en este estudio.

Los resultados obtenidos para la evaluación de los separadores existentes, mediante el uso del simulador GASNET, se presentan en la tabla 4.6.

3.2.1.3 Cálculo de las velocidades de entrada y salida en las boquillas de los separadores existentes en la estación L-63

De igual forma como fue plasmado en puntos anteriores, la garantía en cuanto a eficiencia y buena operatividad del separador, está relacionada directamente con el tamaño de sus boquillas, ya que una buena parte de la caída de presión en el separador es atribuible a las boquillas. También, la velocidad de entrada y salida del fluido en el equipo son influenciadas directamente por el diámetro de las boquillas.

Las velocidades en las boquillas de los separadores evaluados, están regidas según la norma PDVSA-MDP-03-S-03, 1995 “Separadores Líquido-Vapor”, y expresada mediante la ecuación 3.9.

Las consideraciones establecidas para evaluar la capacidad de los separadores de la estación L-63, también son válidas para el cálculo de las velocidades en sus boquillas.

El criterio de diseño por medio del cual se rige la hoja de cálculo utilizada, es el estipulado en la normativa número 90616.1.027, 1991. En

esta norma están consideradas las velocidades permisibles a través de las boquillas de los separadores, y pueden ser observadas en la tabla 3.5.

Las características generales de las condiciones actuales de los separadores existentes de 450 psig de la estación L-63, se presentan en la tabla G-1 del anexo G.

Los resultados obtenidos para determinar el cálculo de las velocidades de entrada y salida en las boquillas de los separadores existentes en la estación L-63, se encuentran en la tabla 4.7.

3.3 Evaluación hidráulica de la red de recolección de gas integrada a las estaciones Araibel-51 y L-63 para el nivel de 60 psig

Siguiendo las recomendaciones hechas en proyectos anteriores ejecutados por la Superintendencia de Optimización e Infraestructura, así como la sugerencia hecha de parte de ingenieros experimentados, se realizó mediante visitas a campo la recopilación de información de la infraestructura instalada en el campo La Ceibita-Araibel, y la verificación de los esquemáticos de las estaciones e isométricos existentes; este último documento por ser considerado estratégico y confidencial en la corporación, no es presentado en este estudio.

Las visitas a campo abarcaron desde la estación Araibel-51, hasta las tres estaciones de flujo: YA-109, G-52, L-63 y la estación de descarga La Ceibita Principal (LCVPPAL), incluyendo la red de recolección de gas integrada a las estaciones involucradas en el proceso y el cabezal de entrada de la planta compresora La Ceibita.

La evaluación hidráulica se basó en el desarrollo de una simulación para conocer las condiciones actuales del campo La Ceibita-Araibel a un nivel de baja presión, y en proponer las adecuaciones necesarias, para mejorar la infraestructura tanto en las estaciones Araibel-51 y L-63, como en el resto de la red de recolección integrada de gas. Dichos cambios deben garantizar el manejo de la producción estimada en el PDO 2010-2029 proyectado para Araibel-51.

3.3.1 Simulación mediante el uso de Pipephase 9.0

En esta fase del estudio se representó, mediante el uso del simulador Pipephase 9.0 y previa verificación de esquemáticos e isométricos, las condiciones actuales de todo el complejo de transmisión de gas y procesamiento de las mezclas multifásicas en las estaciones de recolección, flujo y descarga, de tal manera que los parámetros de presión, temperatura y velocidades en las líneas de flujo, reproduzcan cercanamente el esquema y el proceso de producción real del campo La Ceibita-Araibel.

En base a este estudio hidráulico inicial, se plantearon cambios en cuanto a la infraestructura, para realizar una segunda simulación, tomando en cuenta las características, facilidades y potencialidades que ofrece el campo. Los cambios fueron realizados de acuerdo a las normas de diseños de líneas de transmisión de gas y mezclas multifásicas establecidas en PDVSA, atendiendo a requerimientos básicos de facilidades de operación, seguridad e impacto ambiental, quedando así determinados los arreglos que permitan establecer una presión fija de 62 psig (presión baja) a la entrada de la planta compresora La Ceibita, y evitando la alta presión perjudicial para los equipos y la infraestructura en general.

3.3.1.1 Consideraciones para el desarrollo de la simulación con Pipephase

En relación a los flujos utilizados, se consideró el potencial máximo según el análisis realizado por la Superintendencia de Yacimientos para el nivel de baja presión y el PDO 2010-2029 correspondiente a dicho análisis (ver tabla 3.7 y anexos A y B).

Tabla 3.7. Flujos utilizados para el nivel de 60 psig.

DESCRIPCIÓN DE POZOS ASOCIADOS AL PROYECTO	CANTIDAD DE POZOS	PRODUCCIÓN ASOCIADA	
		CRUDO (BPD)	GAS (MMPCED)
CANDIDATO A RA/RC	3	150	3
CAND. REACTIVACIÓN INMEDIATA	3	80	1,8
ACTIVOS	2	48	2,1
CAND. REACTIVACIÓN DISPONIBLES	8	265	5,2
TOTAL	16	543	12,1

Entre las consideraciones generales que se realizaron para la ejecución de la simulación, y de acuerdo a la metodología de estudios anteriores realizados por la Superintendencia de Optimización e Infraestructura, se tienen las siguientes pautas:

- La composición de los fluidos involucrados en el proceso (cromatografía de gas y líquidos), para la estación Araibel-51, L-63 y el resto de las

estaciones de flujo y descarga, fue suministrada por la Unidad de Control de Calidad de Santa Rosa, adscrita a la Gerencia de Manejo de Gas del Distrito Anaco. (Ver tabla 3.1 y anexos A y B).

- Los esquemáticos e isométricos del campo La Ceibita-Araibel fueron base fundamental para construir el modelo simulado, ya que mediante estos se identificaron las dimensiones, tipo y número de equipos instalados en toda la infraestructura de dicho campo. (tablas H-1, H-2, H-3, H-4, H-5 y figuras H-1, H-2, H-3 y H-4 del anexo H).
- Los volúmenes de producción utilizados para el desarrollo de la simulación, son los que se reportan en el potencial de pozos de producción de enero de 2009 (Anexo C).

El inicio de la simulación se ejecuta mediante las consideraciones anteriores, y se complementa con las especificaciones dadas en las siguientes bases de estudio:

- Las fuentes representadas en la simulación, se agruparon individualmente en función de sus componentes (gas, crudo y agua). De esta manera solo se tendrán tres fuentes en la simulación por cada estación de flujo, reduciendo así la cantidad de fuentes que representan los pozos de producción de cada una de las estaciones presentes en este estudio, aligerando la corrida del programa y evitando el aumento de iteraciones por parte del simulador al no ser representadas dichas fuentes como pozos. De esta manera el lugar de unión de las tres fuentes, está representada por la entrada al múltiple de producción.
- El método termodinámico empleado fue el de Soave Redlich Kwong.
- Para determinar la caída de presión, se seleccionó la ecuación de Beggs&Brill-Moody, que es una correlación que predice para flujo bifásico

y monofásico los resultados referentes a los descensos de presión, aplicable a diferentes direcciones de flujo como lo son: verticales, horizontales e inclinados.

- Se considera el “modelo composicional”, donde se definen los componentes individuales a partir del análisis cromatográfico de crudo y gas.
- En el proceso de separación se asumió 95% de eficiencia. Esta condición se establece debido a que en la realidad, los equipos presentes en el proceso no trabajan al 100% de separación.
- La eficiencia de flujo en las tuberías se fijó en 90 %.
- En las tuberías la rugosidad absoluta se fijó en $1,800 \times 10^{-3}$ pulgadas.
- Se fijó el flujo en las fuentes y la presión en la llegada.
- Las presiones y temperaturas son tomadas de los equipos y la infraestructura instalada (Anexo H).
- Para el sistema de separación de Araibel-51, los parámetros de diseño son los establecidos de acuerdo a recientes estudios realizados por parte de PGA (Proyecto Gas Anaco) en conjunto con la Superintendencia de Optimización e Infraestructura, para el campo La Ceibita-Araibel. Dichos parámetros son presentados en la tabla 3.2.

Una breve reseña de la metodología de cómo realizar una simulación mediante el uso de simulador Pipephase 9.0, se presenta en el anexo I (figuras desde I-1 hasta I-8).

3.3.1.2 Criterios de velocidad y caída de presión para la evaluación de los resultados de la simulación con Pipephase

Los criterios de diseño, expresados como velocidades de flujo recomendadas y caídas máximas de presión, se dan como guías generales para evitar problemas posibles de erosión, vibración o ruido. Estas guías son “factores de experiencia general” y no es su propósito representar un análisis cuantitativo verdadero de todas las variables involucradas. (PDVSA-L-TP-1.5, 1995)

A) Criterios de velocidad en tuberías de proceso

La velocidad de erosión se determina de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$V_e = \frac{100}{\sqrt{\rho \cdot g}} \quad (\text{Ec. 3.32})$$

donde:

ρ : densidad del gas a condiciones de operación en lb/pie^3

Para el caso de estudio se tomará como criterio en las líneas de flujo una velocidad de fluido no mayor al 80% de la velocidad erosional.

La tabla 3.8 presentan los criterios generales para líneas de flujo bifásico y gas.

Tabla 3.8 Velocidades de flujo recomendadas para líneas de flujo bifásico y gas.

Tipo de servicio	Velocidad (pies/s)
Recomendación general	2 – 16
Líneas largas de flujo	5 – 15
Salidas de fondos de recipientes	4 – 6
Líneas por gravedad	3 – 8

B) Criterios de caídas de presión en tuberías de proceso

Para el dimensionamiento de líneas de flujo y análisis hidráulico en general, se tomaron las caídas de presión citados en la tabla 3.9, según las normas PDVSA-L-TP-1.5, 1995 y PDVSA-90616.1.024, 1993:

Tabla 3.9 Caída de presión recomendadas para líneas de flujo bifásico y de gas.

Tipo de servicio	Caída de presión máxima $\Delta P/100$ pies de tubería (psi/100 pies)
Recomendación general	0,25 – 1,5
$P > 500$ psig	2
$200 < P \leq 500$ psig	1,5
$150 < P \leq 200$ psig	0,6
$50 < P \leq 150$ psig	0,3
$0 < P \leq 50$ psig	0,15
Sub-atmosférico	0,1

3.3.1.3 Especificaciones de materiales

Con base a las presiones y temperaturas de diseño, se determinó para cada línea en el nivel de baja presión, la especificación o clase de material de tubería aplicable, de acuerdo al documento PDVSA-H-221, 1993 “Materiales de Tubería”, en donde se obtuvieron las siguientes características para las tuberías y accesorios de proceso:

Tabla 3.10 Clasificación y especificación de materiales para las tuberías del proceso.

Nivel de presión	Clase	Referencia	Material	Espesor de corrosión	Servicio	Límites de presión y temperatura de trabajo
60 psig	AA1	150 # RF	Acero al carbono API5L grado B	0,0625” (1,58 mm)	HC y gas natural	285 psig a –20 °F 270 psig a 100 °F
250 psig	BA1	300 # RF	Acero al carbono API5L grado B	0,0625” (1,58 mm)	HC y gas natural	740 psig a –20 °F 701 psig a 100 °F
500 psig	BA1	300 # RF	Acero al carbono API5L grado B	0,0625” (1,58 mm)	HC y gas natural	740 psig a –20 °F 701 psig a 100 °F
1.200 psig	DA1	600 # RF	Acero al carbono API5L grado B	0,0625” (1,58 mm)	HC y gas natural	1480 psig a –20 °F 1402 psig a 100 °F

Según la tabla 3.10, la clase de la tubería a implantar en la infraestructura del campo La Ceibita-Araibel, será del tipo AA1, el cual es

ampliamente utilizado para niveles de baja presión, y para el servicio de hidrocarburos y gas natural.

3.3.2 Simulación de las condiciones de operación actual de la red de recolección de gas integrada a las estaciones Araibel-51 y L-63 para el nivel de 60 psig

Mediante las visitas a campo, se logró verificar las líneas que comprenden el sistema de recolección de gas para el nivel de baja presión del campo La Ceibita-Araibel, observándose en las adyacencias de la planta compresora La Ceibita, un cabezal de entrada de 16 pulgadas de diámetro con un nivel de baja presión al cual se conectan los gasoductos correspondientes a las estaciones de flujo LCV-PPAL, L-63, YA-109 y G-52; dichas interconexiones y líneas de flujo fueron cotejadas mediante los esquemáticos e isométricos existentes, y consideradas para actualizar el esquema representativo del sistema de recolección de baja presión utilizado para el desarrollo de la simulación.

Entre los datos recopilados están las condiciones de operación actual (presión y temperatura), y los caudales manejados. Estas condiciones se encuentran representadas en el anexo H.

Posteriormente se realizó una inspección a la infraestructura existente de la antigua estación de flujo Araibel 51, observándose que la producción recolectada en los cabezales de los múltiples de producción general no entra a ninguna tipo de separación, y en vez de esto último, la producción bifásica es enviada por dos líneas de 4 pulgadas de diámetro a la estación de flujo L-63 donde se une con la producción asociada a dicha estación, para ser

separada. El gas producto de la separación es enviado a través de un gasoducto de 8" de diámetro a la planta compresora La Ceibita.

En la figura 3.3 se representa el esquema general de recolección actual de gas del campo La Ceibita-Araibel en el nivel de baja presión.

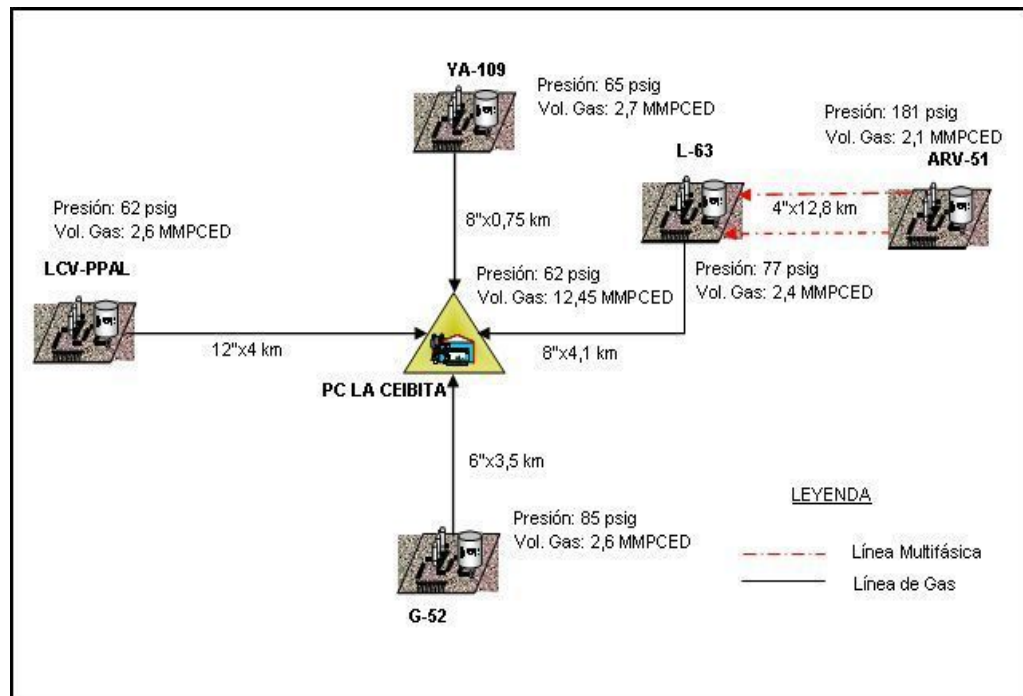


Figura 3.3. Esquema general de recolección actual de gas del campo La Ceibita-Araibel.

Una vez recopilada la información necesaria, en cuanto a la caracterización de fluidos, caudales, condiciones de operación, revisión de esquemáticos e isométricos y tomando en cuenta las consideraciones y criterios de diseño establecidos en puntos anteriores para el desarrollo de la simulación, se presenta en la figura 3.4, el esquema general que define las condiciones actuales del campo La Ceibita-Araibel, por medio de una imagen extraída de la pantalla principal del simulador Pipephase 9.0.

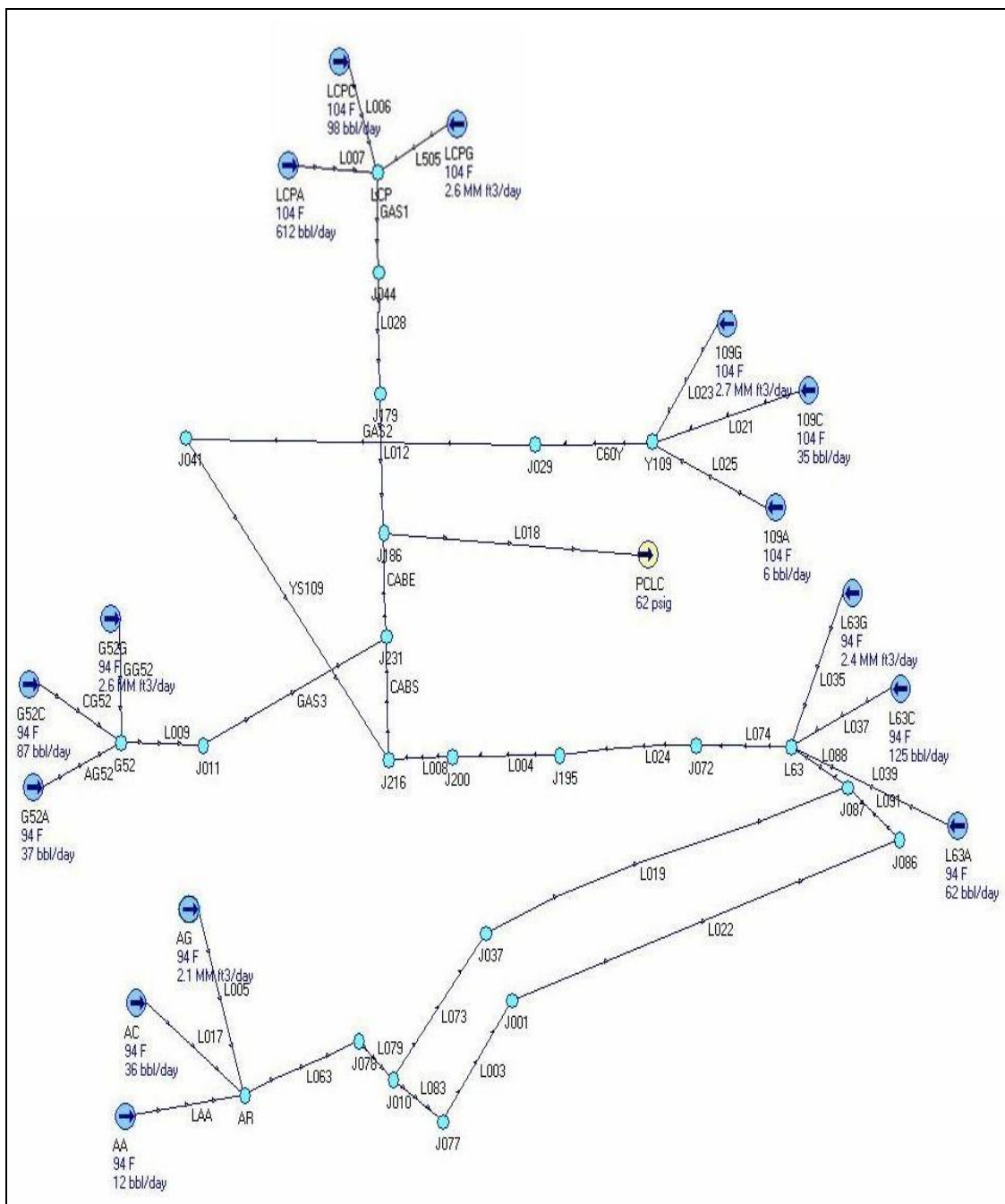


Figura 3.4 Esquema de las condiciones actuales del campo La Ceibita-Araibel.

Los resultados obtenidos por el simulador para determinar los parámetros operacionales actuales del campo La Ceibita-Araibel, se presentan en la tabla 4.9, y el reporte generado por el simulador se observar en el anexo J.

La nomenclatura utilizada en el simulador para identificar la planta compresora, estaciones de flujo, volumetrías, presiones y temperaturas del sistema, entre otros, son especificadas a continuación:

PCLC = Planta compresora La Ceibita
LCP = Estación de descarga La Ceibita Principal
109 = Estación de flujo YA-109
L63 = Estación de flujo L-63
A = Estación de recolección Araibel-51
G52 = Estación de flujo G-52

Con respecto al tipo de fluidos que componen cada una de las fuentes de las estaciones de flujo, se tienen:

G = Fuente de gas
C = Fuente de crudo
A = Fuente de agua

En el siguiente ejemplo se puede observar los datos tomados de la pantalla del simulador y que fueron introducidos para representar la estación de flujo YA-109:

Estación: 109**Para el gas**

Fuente de gas: 109G

Temperatura = 104 °F

Caudal= 2,7 MMPCED

Para el crudo

Fuente de crudo: 109C

Temperatura: 104 °F

Caudal: 35 bpd

Para el agua

Fuente de agua: 109A

Temperatura: 104 °F

Caudal: 6 bpd

3.3.3 Simulación de los arreglos propuestos para la red de recolección de gas integrada a las estaciones Araibel-51 y L-63 en el nivel de 60 psig

Las adecuaciones y arreglos realizados en la infraestructura del campo La Ceibita-Araibel, estuvieron sujetos al cumplimiento de las normas y criterios considerados en puntos anteriores para el análisis hidráulico y diseño de líneas de flujo. En base a dichas normas, y a las potencialidades del campo, se procedió a incorporar en el modelo de simulación, las variantes en el sistema de recolección de gas, propuestas para garantizar el manejo de la producción estimada en el PDO 2010-2029 proyectado para Araibel-51 (figura 3.5).

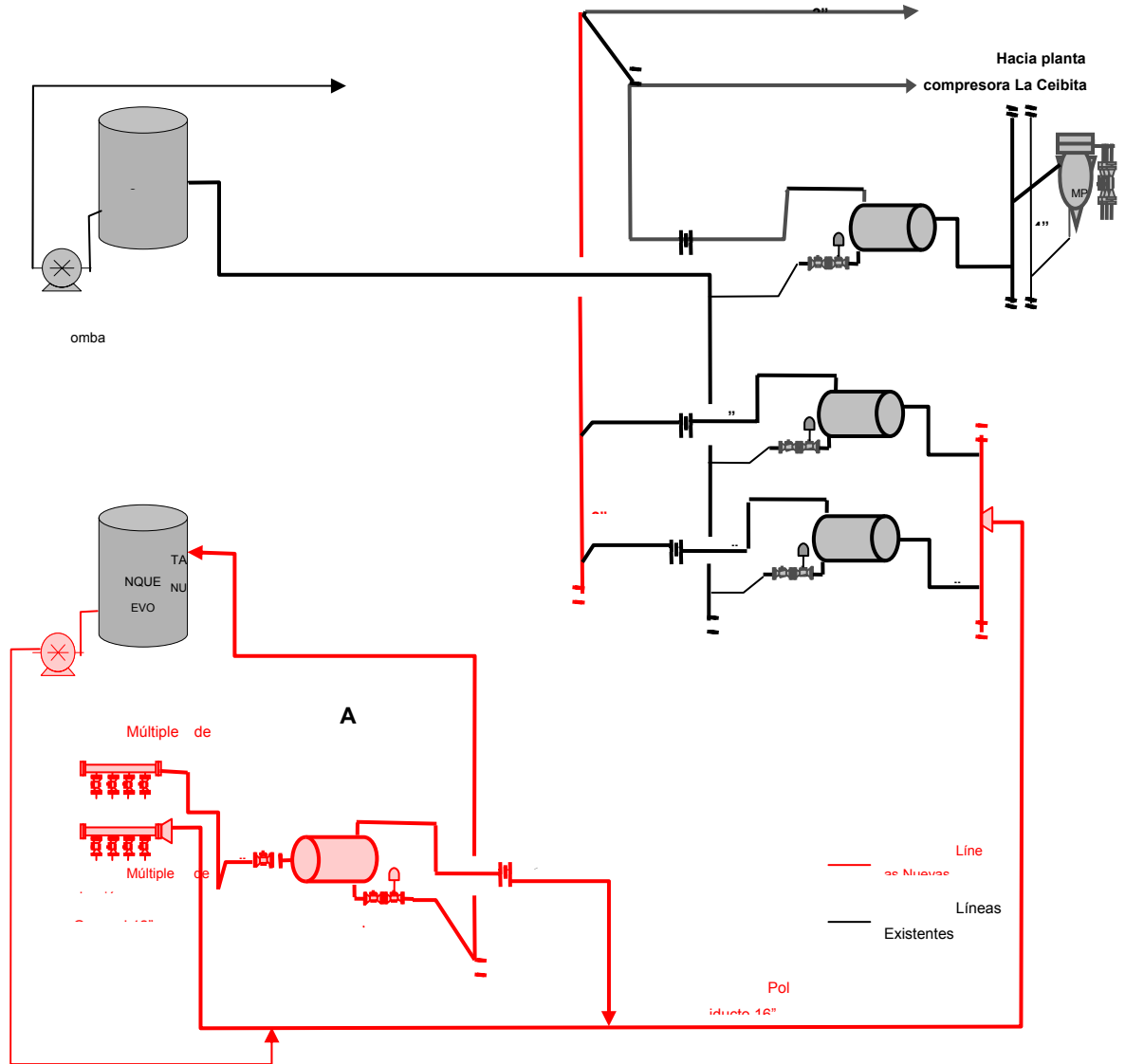


Figura 3.5 Esquema general de la red de recolección de gas con las variaciones realizadas en el campo La Ceibita-Araibel nivel de 60 psig.

En la figura 3.6 se presenta la imagen extraída de la pantalla principal del simulador Pipephase, incorporadas las variaciones en el campo La Ceibita-Araibel.

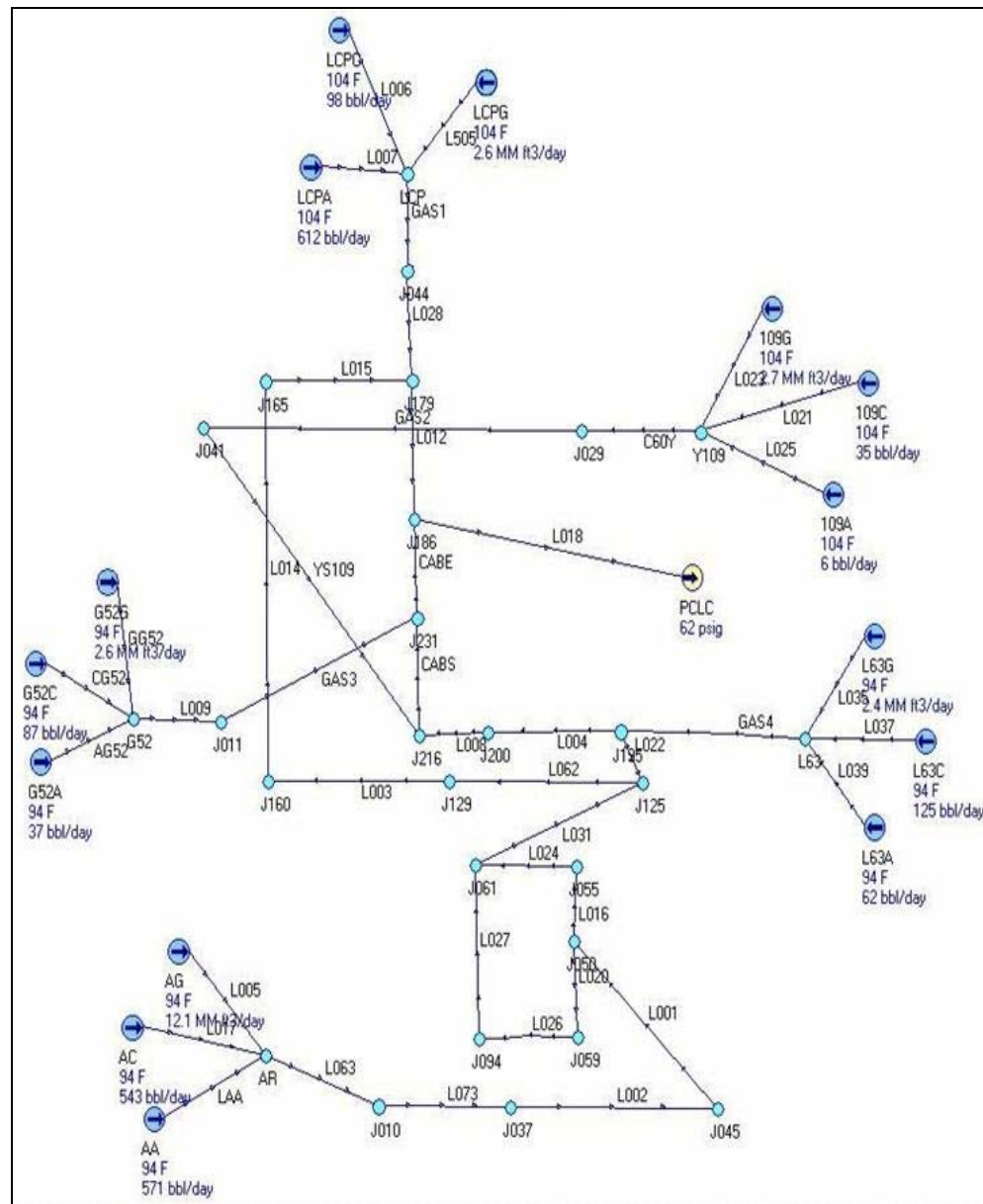


Figura 3.6 Esquema representativo de las variaciones en la infraestructura del campo La Ceibita-Araibel

Partiendo de la estación Araibel-51, en donde actualmente no existe ninguna infraestructura que permita manejar la producción proyectada, se plantea recibir dicha producción de 12,1 MMPCED de gas y 543 bpd de petróleo en un múltiple de producción general y un múltiple de prueba (nuevos) para únicamente probar los pozos en la estación Araibel 51. Seguidamente la producción bifásica será transportada a través de un nuevo poliducto hasta la estación de flujo L-63, donde entrará a los separadores de producción general de nivel 450 psig (adaptados para trabajar a una presión de 60 psig) para separar la fase líquida de la fase gaseosa. El gas producto de la separación descargará a un cabezal nuevo que estará conectado a una "te" de 12" x 8" pulgadas existente, y permitirá incorporar dicho gas, por medio de un salto de tubería también existente, al gasoducto de 8 pulgadas de baja presión de la estación L-63.

Seguidamente de la "te" de 12" x 8" pulgadas, el cabezal de descarga nuevo, continua de 12 pulgadas de diámetro para ser conectado a una línea existente (desincorporada de las operaciones de producción y en buen estado para reutilizar) del mismo diámetro, que servirá como gasoducto para manejar el gas de la estación de flujo ARV-51 a una distancia de 4,5 km, y conectarse al cabezal de entrada de 16 pulgadas de diámetro de la planta compresora La Ceibita. De esta forma, el aumento del gas estimado en el PDO, que se proyecta para Araibel-51, junto a la producción actual de gas de la estación L-63, serán manejados y distribuidos entre el gasoducto de 8 pulgadas de la estación L-63 y la línea existente de 12 pulgadas de diámetro para el sistema de baja presión.

Los líquidos producto de la separación de la producción general en los dos separadores repotenciados de la estación L-63, serán despachados a través de un cabezal de descarga de líquido y seguidamente al tanque de

producción general de 1.500 barriles donde se mezclará con los líquidos producto de la separación de la producción de la Estación L-63, para posteriormente ser despachado hasta la estación de descarga La Ceibita Principal (LCV-PPAL).

Los resultados obtenidos por el simulador, para determinar la variación de los parámetros operacionales producto de los arreglos propuestos para el campo La Ceibita-Araibel, se presentan en la tabla 4.10, y el reporte generado por el simulador se presenta en el anexo K.

3.3.4 Simulación del sistema de separación de prueba de la estación Araibel-51

La prueba de pozos se realizará a través de un múltiple al cual serán direccionados igualmente los pozos que se conecten en el múltiple de producción general. Dicho múltiple estará conectado a través de una línea de flujo con el separador nuevo de prueba de la estación, donde el gas resultante de la separación es enviado por una línea al poliducto, luego de pasar por el medidor de flujo de gas (figura 3.5).

El líquido del separador de prueba es enviado por una línea existente hasta el nuevo tanque de prueba con capacidad de 500 barriles, para luego ser incorporado al poliducto, mediante la nueva bomba de transferencia de crudo.

En la figura 3.7 se presenta el esquema de la simulación realizada para la conexión de los pozos al separador de prueba de pozos de la estación Araibel-51.

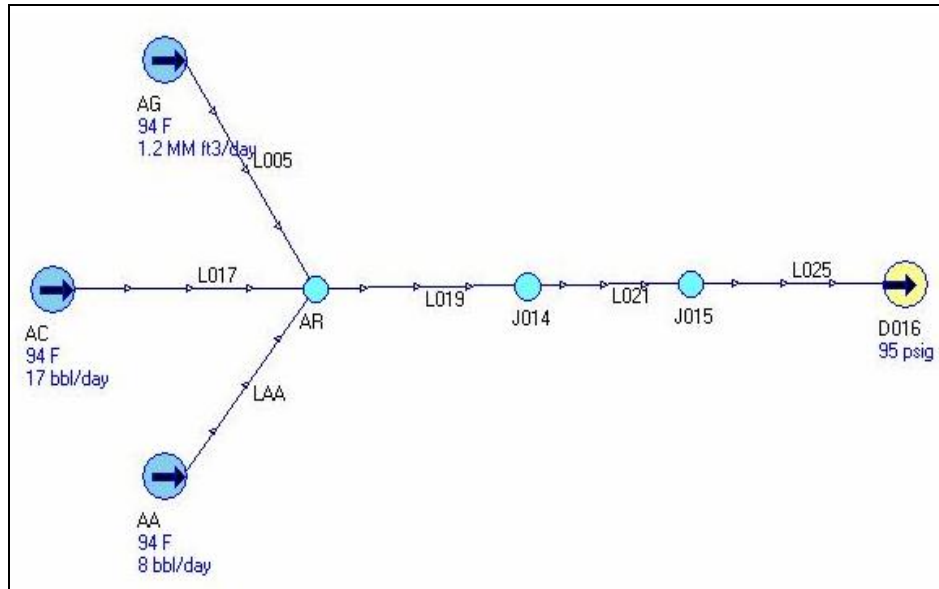


Figura 3.7 Esquema de la simulación del sistema de separación de prueba para la estación Araibel-51.

Los resultados obtenidos por el simulador, para el sistema de separación de prueba, son reportados en la tabla 4.11, 4.12, y 4.13, y el reporte generado por el simulador se presenta en el anexo L.

3.4 Realización del estimado de costos Clase V de la infraestructura requerida para la adecuación

Esta etapa del proyecto comprendió la elaboración del estimado de costo clase V, el cual, de acuerdo a lo mencionado en el capítulo dos, se basa en el pronóstico de los gastos asociados a la ingeniería necesaria para el desarrollo del proyecto, la procura ó materiales requeridos para la construcción de las obras prevista y la mano de obra ó labor directa de dichas obras, además de ser un estimado de costos basado en datos históricos y proyectos similares.

Los criterios usados para elaborar el estimado de costos están basados en lo establecido en el manual de “Estimado de costos de PDVSA”, y se complementa la ejecución de dicha estimación, tomando en cuenta las consideraciones que rigen las características propias del presente estudio. Las mismas se describen a continuación:

- El estimado se realizó sobre la base de una lista de líneas y equipos mayores resultantes de la conceptualización del proyecto, y de fuentes de información y datos comerciales, utilizados de proyectos previos similares, manuales referenciales, y de información recibida de otros departamentos de PDVSA Gas Anaco.
- La tarifa promedio estimada y considerada para la elaboración de la ingeniería es de 150,00 bolívares por horas hombre (Bs/HH).
- Se considera una paridad cambiaria de 2,15 bolívares por dólares estadounidenses (Bs/US\$).
- Construcción con costos de labor directa ejecutada bajo el contrato colectivo petrolero vigente (Convención Colectiva Petrolera 2007-2009).
- No se incluyó impacto por inflación (escalación) o de incremento de paridad cambiaria durante el periodo de ejecución del proyecto, es decir, los montos mostrados son a valor constante, a la fecha de elaboración del estimado de costos (agosto de 2009).
- Las horas hombre de ingeniería básica y de detalle, fueron estimadas sobre la base de las horas hombres desarrolladas en proyectos similares.

- Se incluye un monto por supervisión de construcción, equivalente al 8% de las horas asociadas a construcción.
- Se utilizaron factores de tolerancia de diseño y contingencia global del 10 % y 25 % respectivamente para cubrir los costos predecibles e impredecibles en la ejecución del proyecto.

Este estimado de costos fue obtenido a partir de proyectos similares realizados en la zona de estudio, específicamente se tomaron de un proyecto de ingeniería conceptual ya ejecutado (INELECTRA, 2008).

Una vez definido el diseño de los cambios planteados para la estación Araibel-51, L-63 y la red de recolección de gas del Campo La Ceibita-Araibel, que permitirán el manejo eficiente y confiable del aumento de producción proyectada en el Portafolio de oportunidades (PDO) 2010-2029, y luego de contabilizar el número de equipos mayores y líneas requeridas en el proceso de acuerdo a sus características específicas (diámetros, tipo de tubería, material, cédula, etc.), se procedió a utilizar una hoja de cálculo (Excel), la cual fue suministrada por la Superintendencia de Optimización e infraestructura con la finalidad de determinar la estimación de los costos generados en el proyecto.

Dicha hoja de cálculo en su entorno guarda estrecha relación con los criterios que se establecen en el manual de “Estimado de costos de PDVSA” y por consiguiente con las consideraciones establecidas en puntos anteriores. La confiabilidad en el resultado final del costo del proyecto dependerá de la calidad de la información disponible de los proyectos ya

contemplados o que estén en desarrollo y de la pericia con que se evalúen los datos de costo.

La totalización de costos mediante la hoja de cálculo se desarrolló introduciendo el número de equipos, líneas, características y costos por unidad, de allí la hoja de cálculo, de acuerdo a una serie compilada de datos internos, se encarga de determinar los costos de: ingeniería, procura y construcción. Estos cálculos fueron realizados en base a una paridad cambiaria de 2,15 bolívares por dólar, bajo el contrato colectivo petrolero 2007–2009, y una contingencia del 25 %. No se incluyó el impacto que se pudiera generar por inflación o incremento de paridad cambiaria durante el periodo de ejecución del proyecto, ni el impuesto al valor agregado (IVA). Tampoco se incluyeron en el estimado la sumatoria de los costos asociados a los cambios de accesorios en las tuberías, ni boquillas de los separadores.

La tabla de resultados 4.14 contiene el resumen del valor de los costos totales calculados en base al estimado de costos clase V y asociados a los cambios implantados en el proyecto (detalles en anexo M).

CAPITULO IV

DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos a partir de los principios fundamentales y la metodología establecida en el capítulo anterior, que definen el diseño de la infraestructura necesaria en el campo La Ceibita-Araibel, para el manejo óptimo y eficiente a baja presión, del aumento de la producción estimada en el portafolio de oportunidades (PDO) 2010-2029 (anexo A).

Los resultados referidos a continuación, han sido obtenidos bajo el estricto cumplimiento de las normas PDVSA, así como las consideraciones y criterios establecidos en el transcurso del desarrollo del proyecto. También se tomaron en cuenta las sugerencias y recomendaciones realizadas por el departamento de Ingeniería de la Superintendencia de Optimización e Infraestructura, además del conocimiento adquirido mediante la verificación de proyectos anteriores, los cuales sirvieron de apoyo complementario en la ejecución del presente estudio.

4.1 Diseño de la infraestructura necesaria para el manejo de la producción estimada de crudo y gas en los pozos pertenecientes a Araibel-51

4.1.1 Dimensionamiento del separador de prueba para la estación Araibel-51

El separador de prueba fue diseñado con la finalidad de realizarle la prueba de producción a los pozos que van a ser incorporados a la producción general y a los que actualmente se encuentran activos. El diseño se realizó a partir del pozo de mayor producción de gas (1,32 MMPCED, anexos B y C), con un tiempo de retención de líquido de 1,5 minutos y una igual altura en el separador tanto para el líquido como para el gas. En la tabla 4.1 se presentan los principales parámetros usados por el simulador GASNET y los resultados de las dimensiones del separador de prueba para la estación Araibel-51.

Tabla 4.1. Parámetros y resultados del dimensionamiento del separador de prueba.

Parámetros generales usados por GASNET	
Separador	Nuevo
Norma	PDVSA
Tipo de separador	Horizontal bifásico
Caudal de gas	1,32 MMPCED
Gravedad específica del gas	0,893
Caudal de petróleo	18,7 bpd
Gravedad del petróleo	41,2 °API
Caudal de agua	8,8 bpd

Tabla 4.1. Parámetros y resultados del dimensionamiento del separador de prueba (continuación).

Parámetros generales usados por GASNET	
Densidad del agua	62,4 lb/pie ³
Constante Souders-Brown (K)	0,4 pie/s
Resultados del dimensionamiento del separador de prueba	
Diámetro interno	24 pulgadas
Longitud de costura a costura	90 pulgadas
Altura para el gas	12 pulgadas
Altura para el líquido	12 pulgadas
Capacidad máxima de gas	4,117 MMPCED
Capacidad máxima de líquidos	2.014 bpd
Relación L/D	3,75

El separador de prueba, diseñado para la estación Araibel-51, posee (como lo indica la tabla 4.1) un diámetro interno de 24 pulgadas y una longitud de costura a costura de 90 pulgadas, características con las cuales tendrá la facilidad de manejar la mezcla multifásica que recibe de los pozos asociados a Araibel-51.

El flujo, con el cual se realizaron los cálculos, fue afectado por un incremento del 10% de sobrediseño el cual fue fijado para el separador, ya que una de las características del yacimiento de los pozos del campo La Ceibita-Araibel es que fluyen de manera natural y trae como consecuencia la variación del mismo. Este problema es atenuado con el sobrediseño que se implantó, de manera que el recipiente sirva no sólo como un separador de fases, sino también como un recipiente compensador del líquido,

amortiguando las variaciones del flujo, de modo que los controles automáticos aguas abajo puedan operar con un mínimo de perturbación.

Tal como se mencionó en el capítulo anterior y se observa en la tabla 4,1, el campo La Ceibita-Araibel produce un petróleo liviano no espumoso, por lo tanto el factor de tiempo de retención de líquido en el separador es mínimo (1,5 minutos), además, esta característica implica que el gas se separa más fácilmente de los líquidos en comparación con un petróleo más pesado y espumoso que requiere más tiempo de retención. Este mismo hecho ratifica que la altura calculada del líquido y del gas en el separador de prueba sean iguales, pues no se requiere utilizar un área de separación de gas mayor al calculado en este estudio, para evitar el arrastre de líquidos por poca altura de gas o por la presencia de petróleo espumoso.

En cuanto al valor de la constante de Souders-Brown (K) seleccionada, se debe acotar que la misma cumple con el parámetro establecido según la norma PDVSA-90616.1.027, 1991 para separadores líquido-vapor del Manual de Ingeniería de Diseño, ya que para un valor de K igual a 0,4 pie/s, la relación L/D calculada fue de 3,75. Este último valor se encuentra dentro del rango establecido por la normativa PDVSA, la cual se puede verificar en la tabla 3.3.

Analizando el resultado obtenido en cuanto a capacidades máximas de manejo de líquido y de gas, es notorio que el separador de prueba diseñado puede encargarse en el futuro del manejo total de la producción de los pozos asociados a la estación Araibel-51, tomando en cuenta que las reservas proyectadas en el Portafolio de Oportunidades (PDO) 2010-2029 van a declinar considerablemente en el tiempo. En la figura 4.1 se puede observar dicha declinación.

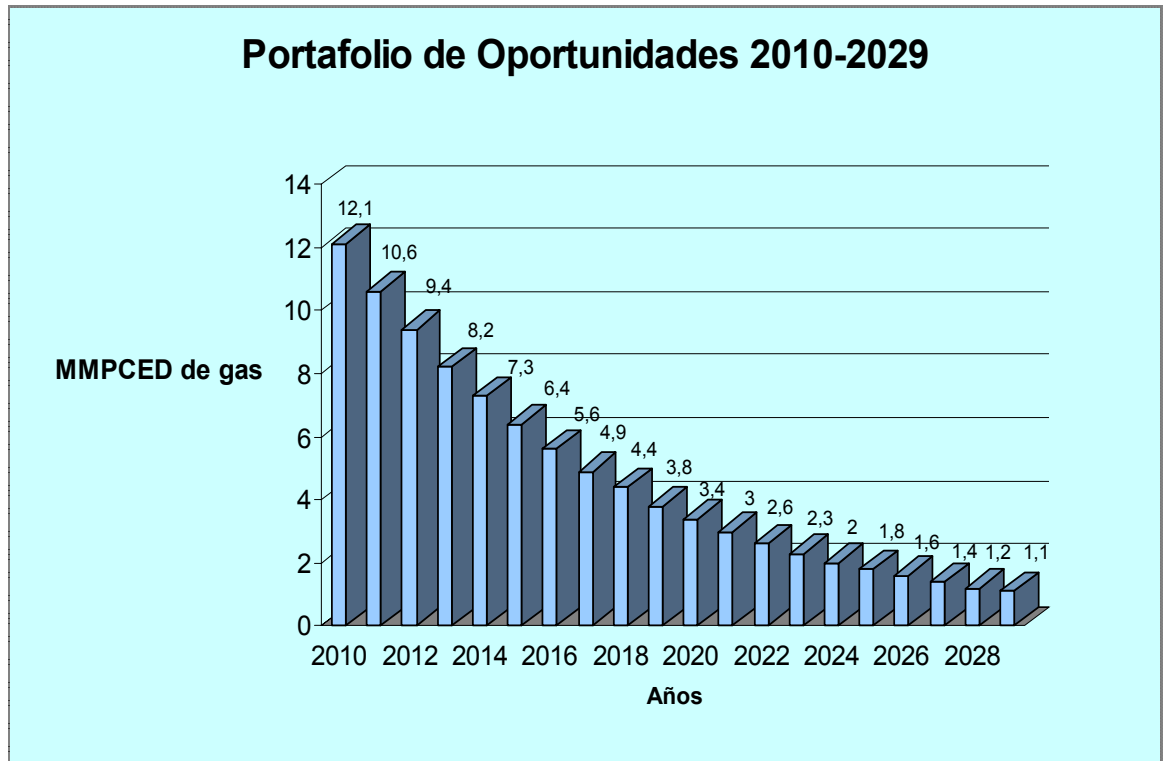


Figura 4.1. Tendencia de la declinación en las reservas de gas de Araibel-51.

Como lo muestra la figura 4.1, aproximadamente para el año 2019 cuando la producción de gas se encuentre en el orden de los 3,8 MMPCED de gas, es perfectamente viable que el separador de prueba tenga la capacidad de manejar la producción total de Araibel-51. Esto es posible debido a que la capacidad máxima calculada del separador es de 4,117 MMPCED de gas (tabla 4.1). En cuanto al manejo de líquidos no existen restricciones, pues la capacidad máxima calculada de líquidos para el separador de prueba fue de 2.014 bpd, un valor muy por encima del que se refleja en el PDO de Araibel-51, el cual estima para el año 2010 una

producción máxima de líquidos por el orden de los 1.114 bpd entre petróleo y agua.

4.1.2 Cálculo de la velocidad en las boquillas de entrada y salida del separador de prueba

De acuerdo al marco metodológico establecido en el capítulo 3, la velocidad en las boquillas de entrada y salida del separador de prueba se determinaron a partir de las propiedades características de los fluidos involucrados en el proceso (anexo D) y por medio de una hoja de cálculo Excel suministrada por la superintendencia de Optimización e Infraestructura. La tabla 4.2 contiene los parámetros utilizados para determinar la velocidad en las boquillas, y el diámetro de estas últimas.

Tabla 4.2. Parámetros y resultados de la velocidad en las boquillas del separador de prueba.

Parámetros usados en la hoja de cálculo Excel	
Presión de operación	94,8 psig
Temperatura de operación	93,2 °F
Volumetría de gas	1,32 MMPCED
Gravedad específica del gas	0,893
Factor de compresibilidad (Z)	0,969
Volumetría de petróleo	27,5 bpd
Gravedad del petróleo	41,2 °API
Resultados para las boquillas del separador de prueba	
Boquilla de entrada (mezcla multifásica)	
Diámetro de boquilla	4 pulgadas
Velocidad	24,23 pie/s
Boquilla de salida del gas	
Diámetro de boquilla	2 pulgadas
Velocidad	96,80 pie/s

Al igual que para el cálculo de las dimensiones del separador de prueba, se utilizó el pozo de mayor producción (ZG-07) con un sobre diseño del 10%.

Las boquillas del separador juegan un papel fundamental en la hidráulica del equipo, ya que por lo general en algunos casos, el diámetro de la boquilla bien sea de entrada o de salida gobierna la capacidad de producción del equipo, ya que evita el arrastre de líquidos en la corriente gaseosa y de vapor en la corriente de petróleo, así como también influye en la calidad de la separación petróleo-gas.

En la tabla 4.2 se observa que un diámetro de 4 pulgadas para la boquilla de entrada, genera una velocidad de boquilla igual a 24,23 pie/s. Esta última velocidad cumple con el parámetro establecido según la normativa PDVSA-90616.1.027, 1991 (tabla 3.5), la cual indica que la velocidad máxima permitida para la boquilla de entrada debe estar por debajo de 30 pies/s.

Para la boquilla de salida del gas se obtuvo que a partir de un diámetro de 2 pulgadas la velocidad generada es de 96,798 pie/s, un valor por encima de lo establecido en la norma PDVSA que indica que la velocidad de salida del gas debe mantenerse entre un rango de 60 a 90 pies/s. Aun cuando la velocidad en la boquilla se encuentra fuera del rango establecido como norma, el hecho de tener un sobrediseño y además de realizar los cálculos en base al pozo de mayor producción, genera un flujo por encima del valor real, es decir, la mayoría de los pozos asociados a Araibel-51 poseen una producción por debajo de la que se fijó para realizar el cálculo de las velocidades. En este caso, una vez incorporados los pozos al separador de prueba, la velocidad de la boquilla de salida del gas disminuye y de esta forma entra en norma, sin olvidar además que la producción de Araibel-51 según el PDO 2010-2029 (figura 4.1) tienden a disminuir en el tiempo, lo que implica también una disminución de la velocidad en las boquillas. Por otro lado, un diámetro de boquilla por debajo del que se fijó aumenta considerablemente la velocidad, y uno por encima disminuye la velocidad y se aleja aun más de la norma establecida.

Con respecto al diámetro utilizado para la salida de líquidos, se debe señalar que se fijó un diámetro de 2 pulgadas, de acuerdo a sugerencias realizadas por ingenieros de la Superintendencia de Optimización e

Infraestructura, y por la experiencia que se tiene de que el líquido en la zona, en cuanto a su relación líquido-gas, se encuentra en menores proporciones.

4.1.3 Tanques requeridos para el almacenamiento del crudo de la estación Araibel-51

Mediante el uso de los flujos de producción máximo y el promedio de los pozos asociados a la estación Araibel-51, se obtuvieron los tiempos requeridos para almacenar la producción total de líquidos estimada en el PDO 2010-2029, con la finalidad de instalar en dicha estación un tanque con capacidad de 500 barriles que faciliten su manejo, evitando costos excesivos. En la tabla 4.3 se presenta el resultado del tiempo de almacenaje de líquido en el cual se alcanza el llenado del tanque.

Tabla 4.3. Tiempo de almacenaje para la volumetría máxima de líquido en Araibel-51.

Volumen neto del tanque (barriles)	Flujo volumétrico (bbl/d)	Tiempo de almacenaje (horas)
456	1.114	9,82

El tanque requerido en la estación Araibel-51 posee un volumen neto de trabajo de 456 barriles, siendo de 12 pies de diámetro y 24 pies de altura, características que fueron extraídas de la tabla 3.6. Dicho tanque fue diseñado en principio para recibir la producción de cada uno de los pozos que son incorporados al separador de prueba. Sin embargo en este estudio se presenta el cálculo del tiempo de almacenaje requerido para que el tanque alcance su máxima capacidad de llenado, en base a un flujo volumétrico máximo de 1.114 bbl/d (aportado por los 16 pozos de

producción) como se observa en la tabla 4.3. Según lo planteado, el tiempo de almacenaje calculado fue de 9,82 horas. Este tiempo calculado a partir de la ecuación 3.24, servirá como una guía operacional por encima de la cual no debe mantenerse direccionado en el tanque el flujo máximo de líquidos estimado en el PDO 2010-2029. En este caso las 9,82 horas permitirán una holgura de tiempo para solventar cualquier eventualidad, en el caso hipotético que ocurriera una falla aguas abajo del tanque o de la estación Araibel-51.

En lo correspondiente al tiempo de almacenamiento utilizando el promedio de la producción de los pozos asociados a Araibel-51, se puede observar en la tabla 4.4 el resultado del mismo.

Tabla 4.4. Tiempo de almacenaje en base al promedio de la producción de cada pozo.

Volumen neto del tanque (barriles)	Flujo volumétrico promedio (bbl/d)	Tiempo de almacenaje	
		Horas	Días
456	69,63	157,18	6,55

Para el cálculo del tiempo de almacenaje del tanque, en base al promedio de la producción de cada pozo, se consideró un tiempo máximo de 24 horas para la prueba de pozos.

El flujo volumétrico promedio calculado fue de 69,63 bbl/d, según lo indica la tabla 4.4, el cual fue determinado dividiendo la producción de líquidos estimado en el PDO entre el número total de pozos. Por medio de la

ecuación 3.24 se obtuvo el tiempo de almacenaje, cuyo resultado es de 157,18 horas equivalentes a 6,55 días.

Es de hacer notar que en las condiciones normales de operación de la estación Araibel-51, una vez sea reactivada, el tiempo promedio de llenado del tanque debe estar por el orden de los 6,55 días, tiempo relativamente amplio para solventar problemas operacionales y con ello evitar el cierre de pozos para prevenir el desbordamiento del tanque. Al igual que para el caso anterior, este tiempo, servirá como una guía para que los operadores estén al tanto del tiempo de llenado y realicen el vaciado sin peligro de desborde de los líquidos, entendiendo además que el tiempo de vaciado se fijó en 8 horas.

4.1.4 Potencia requerida de una bomba centrífuga, para desalojar líquidos del tanque a instalar en la estación Araibel-51

Como ya es bien sabido, la bomba centrífuga es el tipo más utilizado en la industria química y del petróleo, para la transferencia de líquidos y el desplazamiento de crudos. Sus ventajas, tales como el bajo costo inicial y de mantenimiento, y las ya planteadas en el capítulo anterior, permiten definir este tipo de bomba como óptima para ser instalada en la estación Araibel-51. En la tabla 4.5 se presentan los parámetros utilizados para el cálculo de la potencia requerida por la bomba y su correspondiente resultado.

Tabla 4.5. Parámetros utilizados y resultado de la potencia de la bomba.

Parámetros	
Volumen	500 barriles
Tiempo de vaciado	8 horas
Flujo volumétrico	62,5 barriles/hora
Flujo volumétrico en gpm	43,75 gpm
Presión de succión	14,7 psig
Presión de descarga	95 psig
Caída de presión (ΔP)	80,3 psi
Eficiencia global	80 %
Resultado	
Potencia de la bomba	2,56 HP

La potencia de la bomba se calculó a partir de la ecuación 3.30, usando un factor de conversión F6 de 1.750 y los parámetros presentados en la tabla 4.5. En dicha tabla se observa que la bomba fue diseñada con la premisa de desalojar 500 barriles de líquido en un intervalo de 8 horas, para encontrar de esta forma que el flujo en gpm calculado fue de 43,75, y así determinar que la potencia requerida por la bomba, a partir de una eficiencia global del 80 %, es de 2,56 HP. Este valor es el necesario, en cuanto a potencia se refiere, para desalojar la cantidad de barriles ya mencionada, sin embargo por considerar el hecho de que la comercialización de las bombas es realizada en números enteros por parte de PDVSA, la potencia requerida de la bomba se aproxima a 3 HP. Por otro lado, una bomba con mayor

capacidad garantiza la salida de los líquidos almacenados en el tanque, los cuales van a ser incorporados al poliducto que será construido según consideraciones y criterios establecidos en el presente estudio.

La potencia fijada en la bomba garantiza la salida de los líquidos en el tiempo estipulado (8 horas), y además permite una holgura operacional de 1,82 horas con respecto al tiempo de llenado del tanque (9,82 horas) con la producción máxima de líquidos estimada en el PDO 2010-2029, la cual es de 1.114 barriles por día, tal como se observa en la tabla 4.3. Es decir, que la velocidad de vaciado del tanque está por encima de la velocidad de llenado del mismo con el flujo máximo. Esto último garantiza, que el tanque no se desbordará mientras la bomba esté activa y el mismo reciba a la vez la producción máxima ya referida.

4.2 Adaptación del funcionamiento de los separadores existentes en la estación L-63 desde una presión de 450 a 60 psig, para la separación de la producción asociada a la estación Araibel-51

La incorporación de la nueva estación a las operaciones de producción del campo La Ceibita-Araibel requiere de una infraestructura, que permita la separación de la mezcla multifásica estimada en el portafolio de oportunidades PDO 2010-2029. Para ello, se cuenta con dos separadores ubicados en la estación L-63, a los cuales se realizó una evaluación mediante el uso del simulador GASNET (anexo E), y se calculó la velocidad de salida y de entrada en las boquillas. Los parámetros utilizados y los resultados obtenidos en este estudio se detallan a continuación.

4.2.1 Evaluación de los separadores existentes en la estación L-63 mediante el uso del simulador GASNET

El flujo multifásico con el cual se fundamenta este estudio fue afectado por el incremento del 10% en su producción real, y en el simulador GASNET se definió la evaluación de un separador existente. En la tabla 4.6 se presentan los parámetros usados y los respectivos resultados.

Tabla 4.6. Parámetros y resultados de la evaluación de los separadores de 450 psig existentes en la estación L-63.

Parámetros generales usados por GASNET		
Parámetros	Separador N° 3	Separador N° 5
Norma	PDVSA	PDVSA
Tipo de separador	Horizontal bifásico	Horizontal bifásico
Gravedad específica del gas	0,8930	0,8930
Gravedad del petróleo	41,2 °API	41,2 °API
Densidad del agua	62,4 lb/pie ³	62,4 lb/pie ³
Diámetro interno	36 pulgadas	30 pulgadas
Longitud costura a costura	180 pulgadas	120 pulgadas
Altura para el gas	18 pulgadas	15 pulgadas
Altura para el líquido	18 pulgadas	15 pulgadas
Constante Souders-Brown (K)	0,5 pies/s	0,5 pies/s

El tiempo de retención del líquido se fijó en 1,5 minutos, tal como fue definido para el separador de prueba.

Tabla 4.6. Parámetros y resultados de la evaluación de los separadores de 450 psig existentes en la estación L-63 (continuación).

Resultados de la evaluación de los separadores para 60 psig de presión		
Parámetros	Separador N° 3	Separador N° 5
Capacidad máxima de gas	10,24 MMPCED	7,11 MMPCED
Capacidad máxima de líquidos	9.064,56 bpd	4.196,56 bpd
Relación L/D	5,0	4,0

Como se observa en la tabla 4.6, la capacidad máxima calculada para el separador N° 3, fue de 10,24 MMPCED de gas y 9.065 bpd de líquidos, mientras que el resultado de la capacidad máxima calculada para el separador N° 5 fue de 7,11 MMPCED de gas y 4.197 bpd de líquidos. Dichos resultados demuestran la holgura que poseen ambos separadores para manejar y procesar toda la producción de los pozos asociados a la estación Araibel-51 sin ninguna restricción en cuanto a flujo de gas o líquidos, ya que entre ambos separadores pueden manejar aproximadamente 17 MMPCED de gas, una cifra holgadamente por encima de la proyectada en el PDO 2010-2029 (12,1 MMPCED de gas). En cuanto a los líquidos, se observa que la capacidad de los separadores se encuentra muy por encima de los 543 y 571 barriles de petróleo y de agua respectivamente estimados en el PDO 2010-2029 (tabla A-1.).

Cabe resaltar que la tendencia de la declinación en las reservas de gas de Araibel-51, según lo reflejado en la figura 4.1, indica la posibilidad que

tienen los separadores de manejar por separado toda la producción proyectada en el PDO. En el caso, del separador N° 3 tendrá la facultad de manejar la producción total de Araibel-51 a partir del año 2012 y cuya producción se estima que para ese año sea de 9,4 MMPCED de gas, mientras que el separador N° 5 será capaz de manejar toda la producción de Araibel-51 a partir del año 2015 cuando la producción tenga un nivel de 6,4 MMPCED de gas, según lo proyectado en el PDO 2.010-2.029 (figura 4.1).

Con respecto al valor de la constante de Souders-Brown (K) seleccionada, se debe acotar que ambos separadores cumplen con la normativa PDVSA-90616.1.027, 1991 para separadores líquido-vapor del Manual de Ingeniería de Diseño, pues para un valor de K igual a 0,5 pies/s seleccionado para el separador N° 3 y N° 5 se obtuvo que la relación L/D fue de 5,00 y 4,00 respectivamente para cada separador, valores que según los datos presentados en la tabla 3.3, se encuentran dentro del rango establecido por la norma PDVSA.

4.2.2 Cálculo de la velocidad en las boquillas de entrada y salida de los separadores existentes en la estación L-63

El buen desempeño de los separadores en cuanto a eficiencia, caídas de presión generadas y el arrastre de líquidos, depende fundamentalmente del tamaño de las boquillas de separador. Siguiendo el mismo procedimiento realizado para el cálculo de la velocidad en las boquillas del separador de prueba, utilizando la misma hoja de cálculo de Excel (anexo F), y de acuerdo a las consideraciones y criterios ya establecidos para este punto en el capítulo anterior, se determinaron la velocidades de las boquillas de los dos separadores existentes en la estación L-63. En la tabla 4.7 se presentan los

parámetros utilizados en la hoja de cálculo para determinar las velocidades de las boquillas, y el resultado en cuanto a las dimensiones de las mismas.

Tabla 4.7. Parámetros y resultados de las velocidades en las boquillas de los separadores existentes en la estación L-63.

Parámetros usados en la hoja de cálculo Excel		
Parámetros	Separador N° 3	Separador N° 5
Presión de operación	77 psig	
Temperatura de operación	91 °F	
Volumetría de gas	6,655 MMPCED	
Gravedad específica del gas	0,893	
Factor de compresibilidad (Z)	0,9738	
Volumetría de petróleo	612,7 bpd	
Gravedad del petróleo	41,2 °API	
Resultados para las boquillas del separador de prueba		
Boquilla de entrada (mezcla multifásica)		
Parámetros	Separador N° 3	Separador N° 5
Diámetro de boquilla	10 pulgadas	
Velocidad	23,42 pie/s	
Boquilla de salida del gas		
Parámetros	Separador N° 3	Separador N° 5
Diámetro de boquilla	6 pulgadas	
Velocidad	64,81 pie/s	

Tal como se observa en tabla 4.7, los parámetros utilizados en la hoja de cálculo Excel para ambos separadores resultan ser los mismos; esto se debe a que los separadores reciben el mismo flujo multifásico que proviene de la estación Araibel-51 y en la misma proporción, por consiguiente las

características del mismo no cambian y los resultados generados en cuanto a velocidades y diámetros de boquillas son los mismos para ambos separadores.

De esta forma se tiene que para un diámetro de 10 pulgadas en la boquilla de entrada al separador la velocidad es de 23,42 pie/s para el separador N° 3 y el separador N° 5; mientras que para un diámetro de 6 pulgadas en la boquilla de salida del gas la velocidad es de 64,81 pie/s. Ambos resultados según la tabla 3.5 reflejan que las velocidades obtenidas cumplen con la norma PDVSA-90616.1.027, 1991 la cual regula los límites de velocidades de entrada y salida en las boquillas del separador.

Al igual que para el separador de prueba, el diámetro de la boquilla de salida de líquidos de los dos separadores se mantiene en 2 pulgadas, siguiendo las mismas recomendaciones realizadas por la superintendencia de Optimización e Infraestructura y tomando en cuenta la relación líquido-gas del campo La Ceibita-Araibel.

Por otro lado, se puede considerar según la figura 4.1, la cual refleja la tendencia de la declinación en las reservas de gas de Araibel-51, que a partir del año 2013 el separador N° 3 puede manejar y separar toda la producción de Araibel-51. La tabla 4.8 presentada a continuación sustenta con claridad la anterior afirmación.

Tabla 4.8. Capacidad máxima en la boquilla de entrada

Equipo	Capacidad máxima en boquilla de entrada		Velocidad alcanzada (pie/s)	
	Gas (MMPCED)	Líquido (bpd)	Entrada (mezcla multifásica)	Salida de gas
Separador N° 3	8,5	2.000	30,06	82,781
Separador N° 5				

Como se detalla en la tabla 4.8, la capacidad máxima tanto en las boquillas de entrada de la mezcla multifásica como las de la salida de gas, se determinaron al llevar al límite las velocidades, por medio de la variación de flujo. De esta forma se tiene que para un flujo en la boquilla de entrada de 8,5 MMPCED de gas y 2.000 bpd de líquidos, la velocidad alcanzada en dicha boquilla fue de 30,06 pie/s, el cual es un valor que se considera dentro de los parámetros aceptables para boquillas en la entrada del separador, mientras que la velocidad en la salida del gas fue de 82,781 pie/s, cuyo valor también se encuentra también dentro del rango establecido en la norma PDVSA número 90616.1.027 (tabla 3.5).

Analizando este resultado, teniendo presente que la producción estimada por el PDO para el año 2013 se encuentra en aproximadamente 8,2 MMPCED de gas (figura 4.1), se puede afirmar que las boquillas de entrada de mezcla y salida de gas no constituyen una limitación para el manejo de la producción, ya que como se ve en la tabla 4.8, las boquillas pueden soportar un flujo de 8,4 MMPCED. Sin embargo en ese preciso año 2013, el único separador que tendrá restricción para el manejo de la producción estimada es el separador N° 5 debido a que su capacidad

máxima es de 7,11 MMPCED, situándose por debajo de la producción proyectada en el PDO para el año 2013. Es por esta razón que se recomienda que el separador N° 3 maneje toda la producción estimada para el año 2013.

Mantener las velocidades de las boquillas dentro de la norma, generará una mejora sustancial en cuanto a la eficiencia de separación, se obtendrán adecuadas caídas de presión debido al incremento de flujo, y se disminuirá el arrastre de líquidos en la fase gaseosa. La descripción técnica de los separadores de la estación L-63 es presentada en el anexo G.

4.3 Evaluación hidráulica de la red de recolección de gas integrada a las estaciones Araibel-51 y L-63 para el nivel de 60 psig

4.3.1 Simulación de las condiciones de operación actual de la red de recolección de gas integrada a las estaciones Araibel-51 y L-63 para el nivel de 60 psig

Tomando en consideración las condiciones operacionales actuales del campo La Ceibita-Araibel, las cuales son presentadas en el anexo H, y en base a la revisión de los isométricos del campo, se realizó la evaluación de manera estacionaria con el simulador Pipephase 9.0 (anexo I) del sistema de recolección de baja presión (ver figura 4.2), con el propósito de verificar las condiciones de operación actual de dicho campo. La tabla 4.9 contiene los resultados obtenidos en la simulación de la red actual de recolección.

Tabla 4.9. Simulación de la red de recolección actual de gas del campo
La Ceibita Araibel.

Descripción de línea	Línea	Presión (psig)	Velocidad de la mezcla (pies/s)	Velocidad de erosión (pies/s)	80% de la velocidad erosional (pies/s)	Caída de presión (psi/100 pies)
Múltiple de 6" Ø existente	L063	179,9	9,656	58,142	46,514	0,068
Poliducto de 4" Ø	L073	179,8	10,420	59,233	47,386	0,176
	L019	179,8	19,715	76,655	61,324	0,335
	L003	179,8	10,427	59,225	47,380	0,176
	L022	179,8	19,774	76,727	61,382	0,336
Facilidades de entrada y salida del separador de L-63	L024	81,06	23,727	67,544	54,035	0,128
			93,683	131,180	104,945	4,912
Salto del cabezal de descarga de L-63 al gasoducto de 8" Ø	L004	79,23	24,330	128,053	102,442	0,133
Gasoducto de 8" Ø de L-63	L008	78,64	29,516	162,419	129,935	0,209

Tabla 4.9. Simulación de la red de recolección actual de gas del campo La Ceibita Araibel (continuación).

Descripción de línea	Línea	Presión (psig)	Velocidad de la mezcla (pies/s)	Velocidad de erosión (pies/s)	80% de la velocidad erosional (pies/s)	Caída de presión (psi/100 pies)
Cabezal de entrada a la Planta Compresora	CABS	62,04	13,393	119,420	94,536	0,009
Cabezal de entrada a la Planta 16" Ø	CABE	62,04	18,237	120,532	96,426	0,021
Planta compresora La Ceibita	L018	62,00	24,000	105,425	84,340	0,038

La producción de los pozos (ZG-7 y ARV-52) que fluyen al múltiple de la estación Araibel 51 es transportada a través de dos líneas de 4 pulgadas de diámetro en forma bifásica a la estación de flujo L-63, debido a que la estación Araibel-51 no cuenta con las facilidades para el manejo de la producción en su fase líquida y gaseosa por separado. Esta configuración genera altas presiones en la entrada del múltiple existente en la estación Araibel-51 ya que las dimensiones de las líneas se consideran pequeñas para el volumen de flujo que maneja. La figura 4.2 presenta las características actuales de La Ceibita-Araibel, y se observa el nivel de presión en cada una de las estaciones.

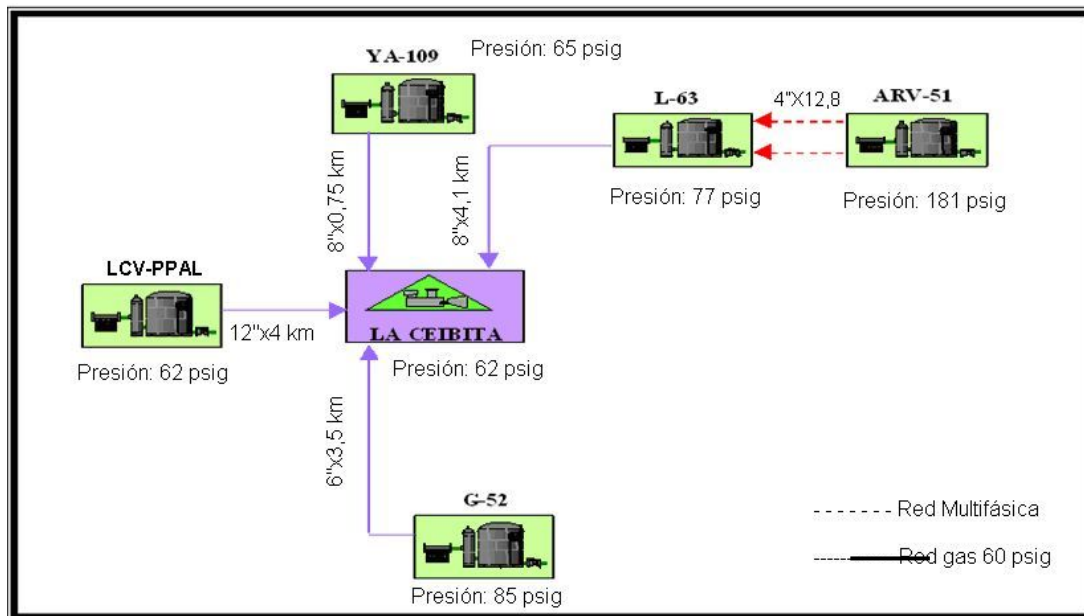


Figura 4.2. Esquema general de recolección actual de gas del campo La Ceibita-Araibel.

En la tabla 4.9 se pueden apreciar valores de presión ajustados o muy similares a los que actualmente presenta el campo La Ceibita-Araibel (figura 4.2). El valor que más se aleja de la condición actual del campo es la que comprende a las facilidades de entrada y salida del separador de la estación L-63 (81,06 psig), lo cual puede deberse al desconocimiento del estado real de las tuberías de 4 pulgadas que sirven como poliducto para transportar la mezcla multifásica proveniente de la estación Araibel-51, ya que se desconoce el diámetro interno real de dichas tuberías pues las mismas tienen una larga data de funcionamiento.

En lo que corresponde a la velocidad del flujo, se observa que todos los tramos de tubería presentes en la tabla 4.9 se encuentran dentro del porcentaje permisible de acuerdo a la norma PDVSA-L-TP-1.5, 1995 (tabla 3.8, recomendación general y líneas largas de flujo).

Cabe destacar que con respecto al 80 % de la velocidad erosional, ninguna de las velocidades de flujo de los tramos de tuberías presentadas en la tabla 4.9 sobrepasa el porcentaje establecido. Es decir, las velocidades de flujo se mantuvieron por debajo del 80 % de la velocidad erosional. Sin embargo, en lo que comprende a las facilidades de entrada y salida del separador de la estación L-63, se observa una elevada velocidad, esto se debe a que la tubería de salida del separador es limitada para el manejo de dicha producción, pues además de manejar la producción de la estación L-63, también maneja los dos pozos provenientes de la estación Araibel-51, generando así la velocidad de flujo (93,683 pie/s) que más se acerca al 80 % de la velocidad erosional.

En cuanto a caídas de presión, se puede afirmar que todos los tramos descritos en la tabla 4.9, se mantienen por debajo del límite recomendado (0,3 psig/100 pies) según lo indica la tabla 3.9 basada en la norma PDVSA-90616.1.024, 1993, exceptuando la tubería de salida del separador de la estación L-63, la cual tiene una caída de presión de 4,912 psig/100 pies de tubería.

El reporte generado por el simulador pipephase se presenta en el anexo J.

4.3.2 Simulación de los arreglos propuestos para la red de recolección de gas integrada a las estaciones Araibel-51 y L-63 en el nivel de 60 psig

Para reactivar la estación Araibel-51, manteniendo los parámetros operacionales en normativa, se realizó la simulación de los arreglos propuestos mediante el simulador Pipephase 9.0, con el propósito de incorporar al campo la Ceibita-Araibel la producción estimada en el Portafolio

de Oportunidades PDO 2010-2029 de 12,1 MMPCED de gas y 543 bpd de petróleo. La simulación se llevó a cabo tomando en cuenta la metodología establecida en el capítulo anterior y considerando además las adecuaciones y diseños realizados tanto en la estación Araibel-51 como en la estación L-63, lo cual permitirá el mejoramiento de las presiones de dichas estaciones, las velocidades de flujo y la caída de presión por cada 100 pies de tubería en la red de recolección de gas del campo La Ceibita, al nivel de presión referido en este estudio (60 psig). En la figura 4.3 se muestran las modificaciones realizadas, y en la tabla 4.10 se presentan los resultados de la simulación de los arreglos propuestos para la red de recolección de gas del campo la Ceibita-Araibel.

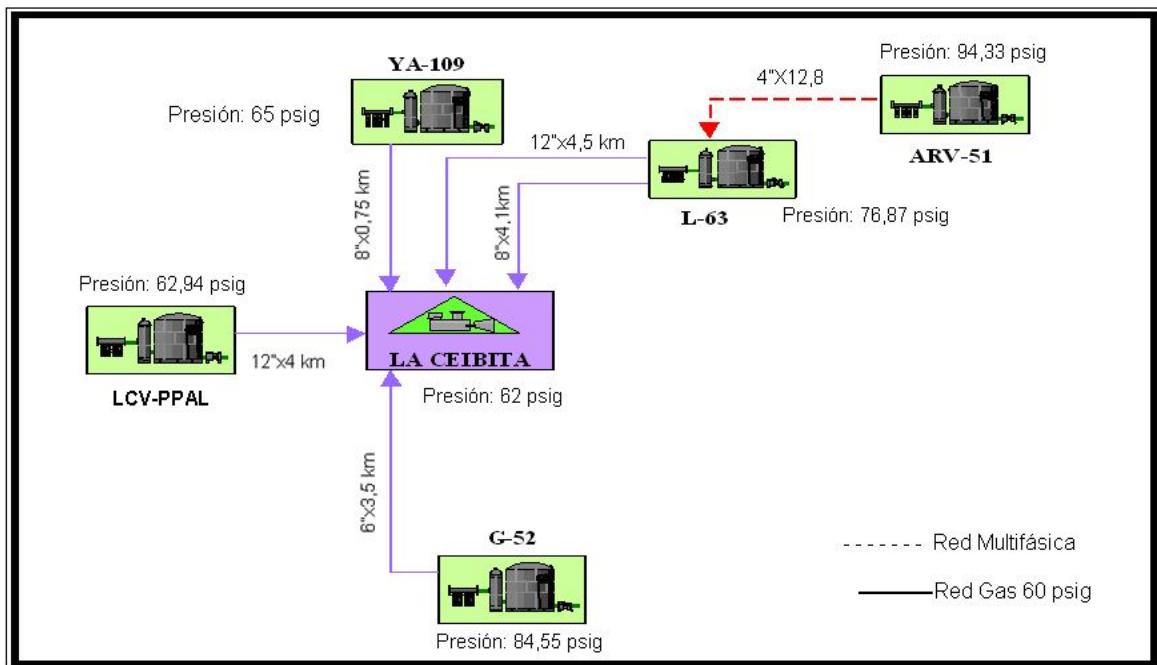


Figura 4.3. Esquema general de la red de recolección de gas con las variaciones realizadas en el campo La Ceibita-Araibel nivel de 60 psig.

Tabla 4.10. Simulación de la red de recolección de gas propuesta para el campo La Ceibita Araibel.

Descripción de línea	Línea	Presión (psig)	Velocidad de la mezcla (pies/s)	Velocidad de erosión (pies/s)	80% de la velocidad erosional (pies/s)	Caída de presión (psi/100 pies)
Múltiple nuevo de 12" Ø	L063	94,33	25,158	56,268	45,014	0,114
Línea de salida del múltiple 12"	L073	94,27	15,941	53,933	43,146	0,036
Poliducto de 16" Ø	L002	94,26	17,924	56,065	44,852	0,040
	L001	77,09	18,448	56,549	45,239	0,041
Cabezal de entrada en L-63 de 12" Ø	L016	77,09	14,606	56,042	44,834	0,034
	L020	77,09	14,501	56,012	44,809	0,034

Tabla 4.10. Simulación de la red de recolección de gas propuesta para el campo La Ceibita Araibel (continuación).

Descripción de línea	Línea	Presión (psig)	Velocidad de la mezcla (pies/s)	Velocidad de erosión (pies/s)	80% de la velocidad erosional (pies/s)	Caída de presión (psi/100 pies)
Facilidades de entrada y salida de los separadores de 8" y 8" Ø de la L-63	L024	77,08	32,707	60,429	48,343	0,273
			32,782	60,479	48,383	0,274
			32,680	120,352	96,282	0,237
			32,736	154,945	123,956	0,151
	L026		32,477	60,401	48,321	0,269
			32,555	60,453	48,363	0,270
			32,445	120,329	96,263	0,233
			32,499	154,941	123,953	0,149
Cabezal de descarga de gas de 12" Ø	L027	76,68	14,516	97,253	77,802	0,021
	L031	76,68	29,141	119,495	95,562	0,114
Interconexión del cabezal de descarga al cabezal de 8" Ø de L-63	L022	76,66	8,4140	95,473	76,378	0,011
Salto del cabezal de descarga de L-63 al gasoducto de 8" Ø	L004	76,66	21,704	103,181	82,545	0,085
Gasoducto de 8" Ø de L-63	L008	76,28	25,590	157,340	125,872	0,201
Cabezal de entrada a la Planta compresora	CABS	62,05	12,234	109,707	87,766	0,009
Línea existente de 12" Ø en L-63	L062	76,66	25,392	100,160	80,128	0,071
			25,489	68,210	54,568	0,062
Gasoducto de 12" Ø	L003	76,34	27,456	123,735	98,988	0,095
	L014	63,58	29,895	129,007	103,201	0,104
Tramo de gasoducto de 12" Ø a construir	L015	62,90	30,154	129,555	103,644	0,105
Tramo de gasoducto de 10" Ø de LCV-PPAL	L012	62,28	38,121	123,823	99,058	0,166
			38,173	123,891	99,113	0,166
Cabezal de entrada a la Planta 16" Ø	CABE	62,04	17,000	112,309	89,847	0,018
Planta compresora La Ceibita	L018	62,00	41,223	128,445	102,756	0,147

La configuración propuesta para la estación Araibel-51 a lo largo de este estudio, según los resultados generados por el simulador Pipephase, y los cuales se presentan en la tabla 4.10, demuestran la factibilidad de convertir la misma en una estación de recolección y semi-flujo. De acuerdo a

los resultados obtenidos con el simulador, la nueva configuración permite recibir la producción prevista en la estación de flujo Araibel-51 de baja presión, la cual tendrá una capacidad para manejar 12,1 MMPCED de gas y 543 bpd de petróleo para el año 2010, en forma bifásica desde dicha estación hasta la estación de flujo L-63 para su separación. Las presiones reportadas por el simulador para la estación Araibel-51 se encuentran dentro de los límites establecidos en recientes estudios por parte del Proyecto gas Anaco y la superintendencia de Optimización e Infraestructura, los cuales indican una presión máxima de 95 psig para dicha estación (ver tabla 3.2).

Los tramos de tubería y el poliducto que van desde Araibel-51 hasta la estación L-63 reflejan caídas de presión razonables, lo que implica que no se generaran desequilibrios en cuanto a diferencias excesivas de presiones en la estación L-63, una vez sea instalada la configuración propuesta y se incorpore en la misma la producción estimada en el PDO 2010-2029. Cabe resaltar que las presiones de las demás estaciones de flujo y descarga se mantienen prácticamente inalterables, lo que implica que el equilibrio del sistema en cuanto a presiones se considera estable, y a su vez elimina el riesgo de contrapresiones en el sistema, potencial causante de un cambio de dirección de flujo.

En lo referente a la velocidad de flujo, todas las líneas de flujo desde la estación Araibel-51, pasando por el poliducto de 16 pulgadas, y los gasoductos de 12 y 8 pulgadas, hasta llegar a la planta compresora La Ceibita, se encuentran, de acuerdo a la norma PDVSA-L-TP-1.5, 1995, dentro de los límites permisibles (tabla 4.10). Esta condición mejora las velocidades en los gasoductos, evitando la condensación del gas y por ende la acumulación de líquido. Así mismo, es importante acotar que las velocidades de flujo se mantuvieron por debajo del 80 % de la velocidad

erosional en todas las líneas de flujo presentes en la red de recolección de gas del campo sometido a estudio.

Las caídas de presión calculadas por el simulador y reportadas en la tabla 4.10 comprueban el cumplimiento de la norma PDVSA-90616.1.024, 1993 que indica la caída de presión recomendada para líneas de flujo bifásico y de gas. De acuerdo a lo anterior, las líneas de flujo estudiadas se encuentran por debajo del límite recomendado para niveles de presión entre 50 y 150 psig (ver tabla 3.9).

Es evidente que la producción máxima del PDO se reporta para el año 2010, sin embargo, la declinación de la producción de los pozos en el transcurso del tiempo es pronunciada, lo que genera una disminución de flujo y de presión en el sistema. La tabla 4.11 muestra la simulación de la red de recolección de gas propuesta para el campo La Ceibita Araibel para una producción de 3,4 MMPCED de gas y 58,3 bbl de petróleo; dicha producción es la que reporta el PDO para el año 2020.

Tabla. 4.11. Simulación de la red de recolección de gas propuesta en el campo La Ceibita Araibel para la producción reportada el año 2020 en el PDO.

Nombre de línea	Línea	Presión psig	Velocidad de la mezcla (pies/s)	Velocidad de erosión (pies/s)	80 % de la velocidad erosional (pies/s)	Caída de presión (psi/100 pies)
Cabezal de descarga de gas de 12" Ø	L-031	63,67	9,732	110,051	88,041	0,009
Gasoducto de 12" Ø	L-003	62,19	12,219	110,048	88,038	0,01
Gasoducto de 8" Ø de L-63	L-008	61,97	9,958	110,681	88,545	0,01
Planta compresora La Ceibita	L-018	62,00	25,389	104,513	83,610	0,05

Tabla. 4.11. Simulación de la red de recolección de gas propuesta en el campo La Ceibita Araibel para la producción reportada el año 2020 en el PDO (continuación).

Nombre de línea	Línea	Presión psig	Velocidad de la mezcla (pies/s)	Velocidad de erosión (pies/s)	80 % de la velocidad erosional (pies/s)	Caída de presión (psi/100 pies)
Poliducto de 16" Ø	L-002	63,84	6,100	62,322	49,858	0,003

Según la tabla 4.11, la presión en el sistema ha declinado considerablemente con respecto a la simulación realizada para la producción máxima del año 2010. Por otra parte, la velocidad de la mezcla se encuentra

en algunos tramos de tubería casi al límite en cuanto a la norma establecida como aceptable, tal es el caso del poliducto de 16 pulgadas cuya velocidad de mezcla es de 6,100 pies/s y la norma establece un mínimo de 5 pies/s.

La disminución de presión en el sistema trae como consecuencia la dificultad para que el flujo pueda entrar en un punto determinado de la red de recolección, provocando de esta forma un potencial cambio de flujo, perjudicial para los equipos, la red de tuberías y el proceso en general. Esta problemática a su vez refleja el sobrediseño que con el paso de los años se va generando producto de la declinación de la presión y la producción de los pozos asociados a la estación Araibel-51.

Con el propósito de evitar el colapso del sistema de producción y la red de recolección de crudo y gas, se recomienda que a partir del año 2021 se reciba en la estación Araibel-51 la producción de otras estaciones de recolección, para de esta forma generar un aumento de presión que compense la pérdida de presión en el sistema a lo largo del tiempo y evite los problemas mencionados anteriormente.

Cabe destacar, que el campo la Ceibita-Araibel es un conjunto de 5 estaciones, las cuales poseen producción propia y Portafolios de oportunidades (PDO) individuales, lo que implica que antes o después del año 2020 (año a partir del cual se evidencia sobrediseño en la red de tuberías del sistema) existe la posibilidad de un aumento de producción con la incorporación de nuevos pozos. Por ello es recomendable la realización de estudios hidráulicos cuando el sobrediseño sea excesivo, pero específicamente a partir de la producción del año 2020, ya que es razonable interpretar que para la fecha de la realización de este proyecto, la producción

no va ser la misma y no existe la certeza confiable de un aproximado en la producción del campo en el tiempo.

El reporte generado por el simulador pipephase se presenta en el anexo K.

4.3.2.1 Simulación del sistema de separación de prueba de la estación Araibel-51

El sistema de prueba de pozos se desarrolló por medio del simulador Pipephase, a partir de consideraciones y criterios similares en simulaciones anteriores y en base al caudal del pozo de mayor producción (tabla C-1). La tabla 4.12 contiene los resultados de la simulación del sistema de separación de prueba de la estación Araibel-51.

Tabla 4.12. Simulación del sistema de prueba de pozos de la estación Araibel-51.

Nombre de línea	Línea	Presión psig	Velocidad de la mezcla (pies/s)	Velocidad de erosión (pies/s)	80 % de la velocidad erosional (pies/s)	Caída de presión (psi/100 pies)
Múltiple	L009	95,58	15,93	51,67	31,00	0,10
Entrada y salida del separador de prueba	L011	95,30	15,97	51,70	31,02	0,10
		95,30	15,87	89,60	53,76	0,06
Línea de descarga de gas al poliducto	L004	95,30	15,87	89,57	53,75	0,06

Como se observa en la tabla 4.12, los valores obtenidos producto de la evaluación hidráulica del sistema de prueba de pozo propuesto para la

estación Araibel 51, muestran que los resultados de la caída de presión en las líneas de salida de gas del separador de prueba se encuentran dentro del rango establecido (0,3 psig / 100 pie) según la norma PDVSA-L-TP 1.5, 1995 “Calculo hidráulico de tuberías”.

Con respecto a los valores de la velocidad de flujo, estos se ubican dentro del porcentaje permisible con respecto a la velocidad erosional de acuerdo a lo establecido por la Guía de Ingeniería PDVSA-90616.1.024, 1993 “Dimensionamiento de tuberías de procesos”.

La presión en la línea de descarga de gas al poliducto, se encuentra por encima de la presión de este último, garantizando de esta forma la entrada del flujo de gas a dicho poliducto; lo anterior se confirma con la tabla 4.13, en la cual se encuentra la presión del poliducto de 16 pulgadas, evaluada mediante una simulación en base al PDO 2010-2029, con la disminución de 1,1 MMPCED de gas que dejan de entrar al mismo, producto de la entrada de dicho flujo al sistema de prueba.

Los valores de velocidad presentados en esta tabla se encuentran dentro de los límites recomendados por las normas PDVSA. En conclusión la presión de la línea L002 del poliducto de 16 pulgadas, permite la entrada del flujo de gas que proviene del sistema de prueba de la estación Araibel-51, pues esta se encuentra por debajo de la presión de salida de gas de dicho sistema de prueba de pozos.

Tabla 4.13. Simulación de la red de recolección de gas propuesta para el campo La Ceibita Araibel, para un flujo de 11 MMPCED de gas.

Nombre de línea	Línea	Presión psig	Velocidad de mezcla (pie/s)	Velocidad de erosión (pie/s)	80 % de la velocidad erosional	Caída de presión (psi/100 pies)
Poliducto de 16" Ø	L002	88,75	11,658	37,870	30,296	0,036
	L001	73,13	11,972	38,166	30,533	0,0368

Por otra parte, la incorporación del volumen de líquido que proviene del separador de prueba, y que será almacenado en el tanque nuevo diseñado para la estación Araibel-51, genera otro efecto en el nuevo poliducto de 16 pulgadas. En la tabla 4.14 se presentan los resultados de dicho análisis (ver anexo L).

Tabla 4.14. Simulación de la red de recolección de gas propuesta para el campo La Ceibita Araibel, para un aumento de 500 barriles en el nuevo poliducto de 16 pulgadas.

Nombre de línea	Línea	Presión psig	Velocidad de la mezcla (pies/s)	Velocidad de erosión (pies/s)	80 % de velocidad erosional (pies/s)	Caída de presión (psi/100 pies)
Poliducto de 16" Ø	L002	92,36	12,751	36,786	29,423	0,040
	L001	72,77	13,202	37,183	29.746	0.,048

De acuerdo a los resultados de la tala 4.14, se puede constatar que la descarga controlada de los 500 barriles almacenados en el tanque nuevo de Araibel-51, no representan una variación significativa que altere el equilibrio

del sistema, al ser incorporada dicho flujo en el poliducto nuevo de 16 pulgadas. Los parámetros tanto de velocidad como caídas de presión permanecen bajo los límites establecidos en las normas PDVSA-90616.1.024, 1993 y PDVSA-L-TP 1.5, 1993 respectivamente (ver anexo L).

4.4 Estimado de costos Clase V de la infraestructura requerida para la adecuación

Los resultados del estimado de costo se presentan en la tabla 4.15, en donde se muestran la contribución de cada una de las disciplinas que forman parte de la ejecución del proyecto.

Tabla 4.15. Resumen del estimado de costo de las modificaciones propuesta en el sistema de succión y descarga

DESCRIPCIÓN	H-H	Bs.	Bs. Eqv.	\$ Eqv.	%
Ingeniería	17.000	7.987.500	7.987.500	3.715.116	12,23
Procura	-	9.106.052	9.106.052	4.235.373	13,94
Construcción	260.552	39.082.778	39.082.778	18.178.036	59,83
Supv. Construcción	20.844	3.126.622	3.126.622	1.454.243	4,79
Arranque	13.028	1.954.139	1.954.139	908.902	2,99
Gerencia	20.341	4.069.133	4.069.133	1.892.620	6,23
TOTAL RESUMEN	331.764	65.326.224	65.326.224	30.384.290	100 %
Contingencia	82.941	16.331.556	16.331.556	7.596.073	-
TOTAL	414.705	81.657.780	81.657.780	37.980.363	-

Se observa en esta tabla que el mayor porcentaje lo tiene la construcción, que representan un 59,83. La procura está en segundo lugar con un 13,94 %, lo cual se debe a que la procura de obras dentro de la industria del gas, específicamente PDVSA Gas, se hacen mediante la contratación de empresas dedicada a tal fin, lo cual implica gastos adicionales administrativos como consecuencia de la estructura técnica de la empresa en la ejecución de la obra o servicio, y se representa como un porcentaje del costo total de la mano de obra. Por otra parte, la mayoría de los materiales y equipos que se utilizan en este tipo de construcciones son importados, y por lo tanto, se deberán hacer gastos adicionales por nacionalización y fletes de los materiales.

La provisión de fondos para cubrir la ocurrencia de elementos de costos impredecibles (contingencia) representa un 25 % del costo total de proyecto, que conjuntamente con los fondos de la tolerancia cubren cualquier gasto adicional que se presente durante cualquiera de la fase del proyecto. Estos porcentajes de provisiones se fijaron en base a la definición y alcance del proyecto. En función de cumplir con las exigencias de un estimado de costo tipo IPC (Ingeniería, procura y construcción), se usó como referencia el manual de "Estimado de costos" de PDVSA.

En cuanto a los costos asociados a la fase de ingeniería, supervisión de construcción, arranque y gerencia, representan los porcentajes más bajo de todas las fases del proyecto, ya que se consideró un mínimo de personal profesional para cumplir con esta etapa del proyecto, dando como resultado un costo total del proyecto de 81.657.780 Bs.

4.5 CONCLUSIONES

- ❖ La adecuación de la estación Araibel-51 para el manejo de la producción estimada de crudo y gas según el PDO 2010 - 2029 incluyó un separador de prueba, un tanque de 500 bbl, una bomba de transferencia y las conexiones necesarias para insertar estos nuevos equipos en la estación.
- ❖ La evaluación de los separadores de producción en la estación L-63, originalmente diseñados para trabajar a una presión de 450 psig, presentarían problemas de alta velocidad en la boquilla de entrada de alimentación y salida de gas, cuando fueran operados a una presión de 60 psig. El reemplazo de estas boquillas permitirá a los separadores operar sin ningún problema a una presión de 60 psig.
- ❖ La evaluación del sistema de recolección de gas en las estaciones Araibel-51 y L-63 a una presión de 60 psig, usando un simulador de flujo de fluidos, determinó que el perfil de presiones establecido permite manejar los caudales de líquido y gas sin exceder los criterios de velocidad y caídas de presiones recomendadas en las normas PDVSA.
- ❖ El costo de las modificaciones en la estación Araibel-51 y L-63 para adecuarlas al cambio de presión y el manejo de crudo y gas según el PDO 2010 - 2029 resultó en 81,657,780 BsF, siendo éste estimado de costos Clase V.

4.3 RECOMENDACIONES

- ❖ Reemplazar las boquillas de entrada de los dos separadores de la estación L-63, por boquillas de 10 pulgadas, para disminuir el efecto erosivo que producen las altas velocidades de flujo y de esta forma dar cumplimiento a la normativa de PDVSA.
- ❖ Direccionar únicamente al separador N° 3 toda la producción proveniente de la estación Araibel-51, específicamente la estimada para el año 2013 (8,2 MMPCED de gas) en el PDO 2010 – 2029, con la finalidad de mejorar la velocidad en las boquillas de entrada y de salida, y la caída de presión debido al incremento de flujo en el equipo, aprovechando su mayor capacidad.
- ❖ Recibir en la estación Araibel-51 la producción de otras estaciones de recolección, a partir del año 2021, para de esta forma generar un aumento de presión que compense la pérdida de la misma en el sistema a lo largo del tiempo, evitando el colapso del sistema de producción y la red de recolección de crudo y gas debido a los problemas que se generan por efectos de sobrediseño.
- ❖ Automatizar la infraestructura mediante la instalación de transmisores o indicadores de presión y temperatura en los múltiples de producción general, y en los separadores de las estaciones con el propósito de monitorear el proceso.
- ❖ Crear una base de datos donde se recopilen los estudios hidráulicos y las adecuaciones realizadas al sistema, con el propósito de mantener actualizadas las instalaciones del campo La Ceibita-Araibel.

BIBLIOGRAFÍA

- Barberii, E., (1999), *El pozo ilustrado*”, capítulo V, Venezuela.
- CIED, (1995) *Ingeniería de producción nivel IV*, Centro Internacional de Educación y Desarrollo, Maracaibo, Venezuela.
- Crane, H., (1989), *Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías*. Editorial. McGraw-Hill., México.
- FUENMAYOR J. (2002), *Diseño conceptual de una estación de flujo para procesar crudo pesado en el campo Orocuai Somero del estado Monagas*. Tesis de Grado, Departamento de Ingeniería Química, UDO, Anzoátegui. Febrero.
- INELECTRA, (2008), *Reemplazo del sistema de transferencia de petróleo desde AMA Este y AMO hasta Patio de Tanques Anaco*. Distrito Anaco, Venezuela.
- JAIME J. (2002), *Evaluación del incremento de la capacidad de procesamiento de crudo de la estación de flujo Musipán*. Tesis de Grado, Departamento de Ingeniería Química, UDO, Anzoátegui. Agosto.
- Martínez, M. (2001), *Ingeniería de gas. Principios y aplicaciones*, Ingenieros consultores, C.A. Maracaibo, Venezuela.
- PDVSA, Cied, (1997), *Estaciones recolectoras de flujo*. Ciudad Ojeda, estado Zulia, Venezuela.
- PDVSA, (1999), *Estimación de costos*. Manual de Diseño de Proceso. Distrito Anaco, Venezuela.
- PDVSA. (1999), *Estudios de fluidos en tuberías y análisis hidráulico*. Manual de Diseño de Proceso. Distrito Anaco, Venezuela.
- PDVSA-H-221. (1993), *Materiales de Tubería*. Manual de diseño de proceso, distrito Anaco, Venezuela.
- PDVSA-L-TP-1.5. (1995), *Cálculo Hidráulico de Tuberías*. Manual de Ingeniería de diseño, distrito Anaco, Venezuela.

- PDVSA-MDP-02-P--06. (1997), *Cálculos en servicios de bombeo*. Manual de diseño de proceso, distrito Anaco, Venezuela.
- PDVSA-MDP-02-FF-05. (1996), *Flujo Bifásico Líquido-Vapor*. Manual de diseño de proceso. distrito Anaco, Venezuela.
- PDVSA-MDP-03-S-03, (1995), *Separación Física. Tambores Separadores Líquido-Vapor. Procedimientos de Diseño*, Petróleos de Venezuela.
- PDVSA, Pagina Web. (2009), *La Corporación ¿Qué es PDVSA?*, Disponible: <http://www.pdvsa.pdv.com>.
- PDVSA-90616-1-024. (1993), *Dimensionamiento de Tuberías de Proceso*. Manual de ingeniería de diseño, distrito Anaco, Venezuela.
- PDVSA-90616.1.027, (1991), *Separadores Líquido-Vapor. Manual de Ingeniería de Diseño*, Petróleos de Venezuela.
- Perry, R. (1992), *Manual del ingeniero químico*, Sexta edición, Tomo II, Editorial Mc Graw Hill, México.
- SIMULATION SCIENCES Inc. (1997), *Introduction to pipephase training workbook*, USA.
- Subero, L. (2001), *Evaluación de los sistemas de separación, tratamiento y almacenamiento de crudo en la estación de Flujo Muri MEF-1*, Programa de Formación de Ingenieros de Procesos de Superficie (PFIPS), San Tomé, Venezuela.
- V. Streeter, y B. (1996), Wylie, *Mecánica de los fluidos*. Editorial McGraw-Hill. Octava edición. México.
- VASQUEZ H. (2003), *Diseño conceptual de una estación de flujo para el procesamiento del Crudo Furrial Este*. Tesis de Grado, Departamento de Ingeniería de Petróleo, UDO, Monagas. Agosto.
- Ulrich, G. (1992), *Diseño y economía de los procesos de ingeniería química*. Editorial McGraw-Hill Interamericana S.A.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

TÍTULO	DISEÑO A NIVEL CONCEPTUAL DE LAS FACILIDADES DE RECOLECCIÓN DE CRUDO Y GAS EN LAS ESTACIONES ARAIBEL-51 Y L-63 DEL CAMPO LA CEIBITA-ARAIBEL
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
García G., Mauricio O.	CVLAC: 15.165.400 E MAIL: maurizogarcia1886@hotmail.com
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Recolección

Crudo

Gas

Diseño

La Ceibita

Estaciones

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÀREA	SUBÀREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

En este estudio se desarrolló un diseño conceptual para el campo La Ceibita Araibel, específicamente en las estación Araibel-51, L-63 y la red de recolección de gas, el cual permitirá el manejo óptimo y eficiente de la producción estimada en el Portafolio de Oportunidades PDO 2010-2029, y cuyo flujo máximo de producción específicamente para el año 2010 será de 12,1 MMPCED de gas y 543 barriles de petróleo a una presión de 60 psig. Primeramente, se realizó el diseño de la infraestructura para la estación Araibel-51, en el cual se dimensionó un separador de prueba de pozos mediante el simulador GASNET resultando con dimensiones de 90 pulgadas de longitud y 24 pulgadas de diámetro, y una capacidad máxima de manejo de gas de 4,117 MMPCED. Para el almacenaje de líquidos, se realizó el estudio de la instalación de un tanque, y para el desalojo de los mismos se determinó la necesidad de una bomba. Respecto a la estación L-63, se realizó la evaluación de dos separadores existentes de 450 psig de presión que recibirán la producción de la estación Araibel-51 a una presión baja, dando como resultado una capacidad máxima de 10,24 y 7,11 MMPCED de gas para los separadores N° 3 y N° 5 respectivamente, con lo cual se confirma la factibilidad de que el separador N° 3 maneje la producción total de Araibel-51 para el año 2015. La red de recolección de gas fue evaluada hidráulicamente mediante el simulador Pipephase, encontrándose que los resultados generados por el simulador representan cercanamente los valores de presión del campo. Los mismos reflejan el cumplimiento de las normas PDVSA en cuanto a velocidades de corrosión y caídas de presión,. Por último se realizó el estimado de costos para el proyecto, obteniéndose que la implantación de la infraestructura genera una inversión de 81.657.780 BsF., considerándose que ésta se ajusta al alcance y definición del proyecto.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
Rodolfo, Arturo	ROL	CA	AS(X)	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Silva, Tomás	ROL	CA	AS	TU(X)	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Marfisi, Shirley	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Ochoa, Osvaldo	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2011	04	15
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
Tesis.Diseño.Recoleccion.Crudo.Gas.doc	Application/ msword

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H I J K
L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x y z. 0 1
2 3 4 5 6 7 8 9.

ALCANCE

ESPACIAL: _____ (OPCIONAL)

TEMPORAL: _____ (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pregrado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Ingeniería Química

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente. Núcleo de Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo al artículo 41 del Reglamento de Trabajo de Grado:

“Los Trabajos de Grado son exclusiva propiedad de la Universidad y solo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario para su autorización”

García G., Mauricio O.

AUTOR

Ing. Arturo Rodulfo

TUTOR

Ing. Shirley Marfisi

JURADO

Ing. Osvaldo Ochoa

JURADO

Ing. Tomás Silva

TUTOR

Ing. Yraima Salas

POR LA SUBCOMISION DE TESIS