



**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE MONAGAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
MATURÍN / MONAGAS / VENEZUELA**

**CONCEPTUALIZACIÓN DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN Y
TRANSPORTE DE LOS FLUIDOS PRODUCIDOS EN LA ZONA SUR DEL
CAMPO EL SALTO**

REALIZADO POR:

KAREN BEATRIZ MORA MORA

**Trabajo Especial de Grado Presentado como Requisito Parcial para Optar al
Título de:**

INGENIERO DE PETRÓLEO

MATURÍN, OCTUBRE DE 2013



UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE MONAGAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
MATURÍN / MONAGAS / VENEZUELA

CONCEPTUALIZACIÓN DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN Y
TRANSPORTE DE LOS FLUIDOS PRODUCIDOS EN LA ZONA SUR DEL
CAMPO EL SALTO

REALIZADO POR:

KAREN BEATRIZ MORA MORA

C.I. 19.047.630

REVISADO POR:

MSc. LUIS CASTILLO

Asesor Académico

MSc. PEDRO MARÍN

Asesor Industrial

MSc. PEDRO HERNÁNDEZ

Co-Asesor Industrial

MATURÍN, OCTUBRE DE 2013



UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE MONAGAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
MATURÍN / MONAGAS / VENEZUELA

CONCEPTUALIZACIÓN DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN Y
TRANSPORTE DE LOS FLUIDOS PRODUCIDOS EN LA ZONA SUR DEL
CAMPO EL SALTO

REALIZADO POR:

KAREN BEATRIZ MORA MORA

C.I. 19.047.630

APROBADO POR:

MSc. LUIS CASTILLO

Asesor Académico

ING. MSc JORGE GUEVARA

Jurado Principal

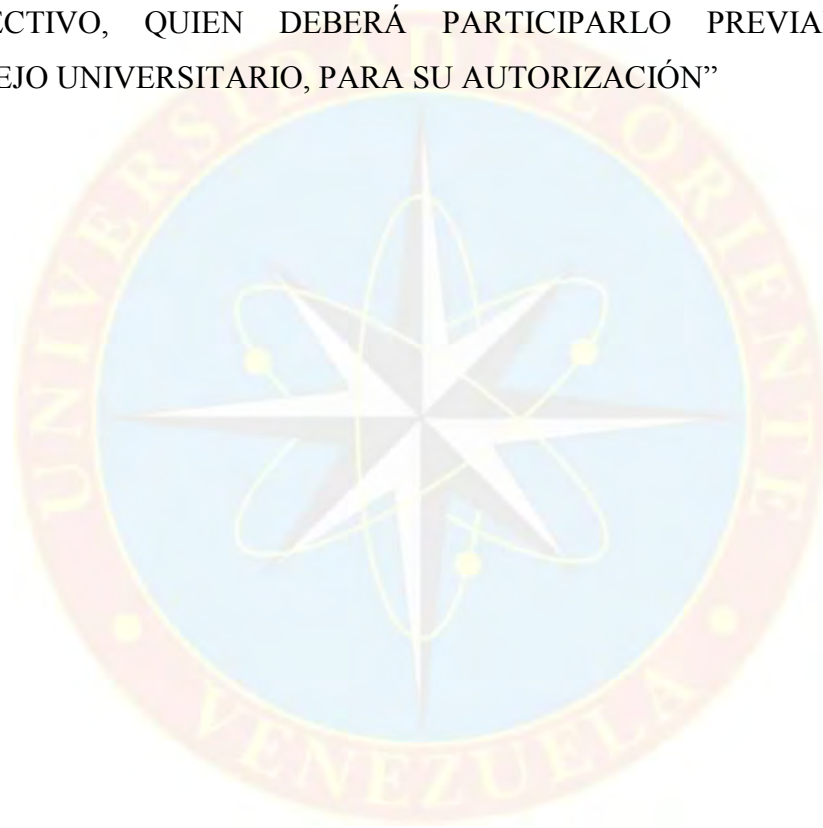
ING. MSc DEASY OSUNA

Jurado Principal

MATURÍN, OCTUBRE DE 2013

RESOLUCIÓN

DE ACUERDO AL ARTÍCULO 41 DEL REGLAMENTO DE TRABAJOS DE GRADO: “LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD, Y SOLO PODRÁN SER UTILIZADOS A OTROS FINES, CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIEN DEBERÁ PARTICIPARLO PREVIAMENTE AL CONSEJO UNIVERSITARIO, PARA SU AUTORIZACIÓN”



DEDICATORIA

*Está dedicada principalmente a **DIOS**, por ser mi compañero fiel y estar siempre a mi lado, por darme la oportunidad de vivir tantas cosas bellas y por darme fuerza en esos momentos en los que no veía salida. **Te Amo mi DIOS**, para ti toda la gloria siempre.*

*A mi madre bella **Gloria Mora**, por darme la vida y por estar siempre a mi lado apoyándome en cada momento, por darme palabras de aliento cuando las necesité, y sobre todas las cosas por su amor incondicional, a esta mujer incomparable ejemplo de lucha y esfuerzo, quien confió en mi en todo momento, hoy mami bella cumpla uno de tantos sueños que tenemos juntas, este logro es tuyo. **Te Amo mami con todo mi corazón.***

*A mi adorado primo **Freddy Antonio Pérez Montoya (El gocho)**, pues los dos llegamos a esta universidad con un mismo sueño, pero mi Dios te llamo para que estuvieras a su lado, necesitaba que fueses a alegrar el cielo con tu hermosa voz e inigualable talento, te fuiste sin despedirte, tan repentinamente, pero siempre te recuerdo con mucha alegría pues así eras alegre y entusiasta, este sueño tuyo y mío hoy lo logramos mi primito bello. Siempre te recordaré con mucho amor, **Te Adoro...***

Karen Beatriz Mora Mora

AGRADECIMIENTOS

Agradecida con DIOS y la VIRGEN, que siempre han estado a mi lado y a pesar de las grandes pruebas nunca me abandonan. Con Dios todo, sin él nada...

A mi mami bella Gloria Mora, por apoyarme en tan grande decisión que significó grandes cambios y sacrificios, se que han sido muchas pruebas las que hemos tenido que pasar, pero valió la pena, hoy me convierto en Ingeniera mami tu gran sueño. Te Amo.

A mi papá Wahil Eldaabal, por prestarme su apoyo y brindarme tanto cariño, a pesar de todas las pruebas siempre ocupas un lugar en mi corazón. Te quiero.!!

A mi abuelita Carmen Mora, quien forjó en mí buenos valores y principios, y a mi hermano David Mora, quien me ayudo en momentos de desespero, por haberme apoyado siempre que necesite de ti, ahora seremos colegas hermanito. Los Adoro.

A mis primos en especial a Harold Mora, ejemplo de honestidad y trabajo y a su esposa mi amichui Angélica de Mora, quien ha sido más que una amiga ha sido una hermana, que ha estado conmigo en todo momento, gracias por tu apoyo y comprensión nunca olvidaré todo lo que has hecho por mi. Los Amo.!!

A mis amigos en especial a Roselyn Rodríguez, mi amiga y hermana, con la que he pasado momentos de alegría y tristeza, cada una podría escribir una novela de la otra. Se que miles de cosas buenas nos esperan amiga te quiero mucho...

A la Universidad de Oriente, la casa más alta, de la cual me quedaron grandes experiencias.

*A mi asesor industrial el señor Pedro Marín por darme la oportunidad de participar en las actividades de esta empresa, y por brindarme todas las herramientas necesarias para el desarrollo de este proyecto, a mi co-asesor industrial Pedro Hernández (Pedrito), por su valiosa colaboración y dedicación pues sin él este proyecto no existiría, muchas gracias pedrito por ayudarme en esta etapa tan importante para mí, por tu paciencia y comprensión, eres un excelente profesional al igual que una excelente persona, les estaré por siempre agradecida y al Ingeniero Anibal Vargas, por brindarme tanto apoyo en la realización de este proyecto, por todos los conocimientos aportados. **Muchas gracias Sr Anibal.***

A mi asesor académico Luís Castillo por su paciencia y tiempo, pues sus consejos ayudaron a alcanzar el éxito de este trabajo, muchas gracias profe...

A la empresa mixta PDVSA-Petrodelta S.A. por abrirme las puertas a vivir una experiencia tan gratificante, de la cual adquirí grandes conocimientos. Quiero agradecer a los ingenieros: Helstón Coronel, Carolina Natera, Nerio Atencio, Andrés Isidro, Francisco Carreño, José Oberto, Jesús Meza, Milagros García y en especial a Herberto Solarte por su comprensión y apoyo pues contribuyó en la realización de este proyecto. Hebert, Hebert, Hebert presidente jajaja tu entiendes el chiste, gracias por todo, fuiste un gran apoyo para mí...

*En general a todas las personas que estuvieron a mi lado a lo largo de los 6 años que llevo esta travesía. Para todos un gran abrazo gracias por la paciencia y el apoyo, los quiero mucho. **Dios los bendiga por siempre!!***

Karen Beatriz Mora Mora

ÍNDICE

	Pág.
RESOLUCIÓN	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTOS	vi
ÍNDICE	viii
LISTA DE FIGURAS	xi
LISTA DE TABLAS	xii
RESUMEN	xiv
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I	3
EL PROBLEMA Y SUS GENERALIDADES	3
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	3
1.2 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN.....	4
1.2.1 Objetivo general.....	4
1.2.2 Objetivos específicos.....	4
1.3 JUSTIFICACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN.....	4
CAPÍTULO II	6
MARCO TEÓRICO	6
2.1 ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN.....	6
2.2 DESCRIPCIÓN DEL ÁREA DE ESTUDIO.....	7
2.2.1 Ubicación geográfica del Campo El Salto.....	7
2.3 BASES TEÓRICAS.....	8
2.3.1 Estaciones de flujo.....	8
2.3.2 Funciones de las estaciones de flujo.....	9
2.3.3 Equipos que conforman una estación de flujo.....	10
2.3.3.1 Separador.....	10
2.3.3.1.1 Características y componentes esenciales de un separador.....	11
2.3.3.1.2 Clasificación de los separadores.....	12
2.3.3.2 Intercambiadores de calor.....	17
2.3.3.3 Tanques de almacenamiento.....	17
2.3.3.4 Bombas.....	17
2.3.4 Dilución de crudo.....	18
2.3.5 Hidráulica.....	19
2.3.6 Disposición de los fluidos.....	19
2.4 DEFINICIÓN DE TÉRMINOS BÁSICOS.....	20
CAPÍTULO III	23
MARCO METODOLÓGICO	23
3.1 TIPO DE INVESTIGACIÓN.....	23
3.2 DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN.....	23
3.3 POBLACIÓN Y MUESTRA.....	23

3.4 PROCEDIMIENTO METODOLÓGICO.....	24
3.4.1 Diseño preliminar de los equipos principales requeridos para cada opción de proceso.....	24
3.4.1.1 Elaboración del modelo de simulación en Hysys	26
3.4.1.1.1 Datos utilizados en la simulación.....	26
3.4.1.1.2 Premisas y criterios utilizados para la simulación	27
3.4.1.2 Desarrollo de los cálculos unitarios para cada opción de proceso.....	28
3.4.2 Dimensionamiento de los sistemas de transporte y disposición de fluidos de las opciones consideradas.....	34
3.4.3 Selección del sistema de separación que se implementará.....	36
3.4.3.1 Criterios y premisas consideradas.....	36
3.4.3.2 Opciones consideradas.....	38
3.4.3.3 Metodología aplicada.....	41
3.4.4 Desarrollo de la conceptualización asociada a las facilidades de producción de la zona Sur del Campo El Salto.....	43
3.5 TÉCNICAS E INSTRUMENTOS DE RECOLECCIÓN.....	43
3.5.1 Técnicas.....	43
3.5.2 Instrumentos	44
3.6 RECURSOS	44
3.6.1 Recursos humanos	44
3.6.2 Recursos bibliográficos y tecnológicos.....	45
3.6.3 Recursos financieros.....	45
CAPÍTULO IV	47
ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS	47
4.1 DISEÑO PRELIMINAR DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES REQUERIDOS PARA CADA OPCIÓN DE PROCESO.....	47
4.1.1 Separador Bifásico.....	47
4.1.2 Separadores Trifásicos.....	48
4.1.3 Tratador térmico	50
4.1.4 Sistema de disposición segura del gas.....	51
4.1.5 Tanques de almacenamiento para cada sistema	53
4.1.6 Bombas de transferencia convencionales y multifásica	56
4.2 DIMENSIONAMIENTO DE LOS SISTEMAS DE TRANSPORTE Y DISPOSICIÓN DE FLUIDOS DE LAS OPCIONES CONSIDERADAS.....	59
4.2.1 Simulación hidráulica de la transferencia de fluidos de la opción 1	59
4.2.2 Simulación hidráulica de la transferencia de fluidos de la opción 2	60
4.2.3 Simulaciones hidráulicas de la transferencia de fluidos de la opción 3	61
4.2.4 Simulación hidráulica de la transferencia de fluidos del caso 4.....	64
4.3 SELECCIÓN DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN QUE SE IMPLEMENTARÁ.....	67

4.4 DESARROLLO DE LA CONCEPTUALIZACIÓN ASOCIADA A LAS FACILIDADES DE PRODUCCIÓN DE LA ZONA SUR DEL CAMPO EL SALTO	69
4.4.1 Descripción del proceso	71
4.4.2 Lista de equipos de la opción seleccionada	73
4.4.3 Estimado de costos clase V de la opción seleccionada	74
CAPÍTULO V.....	76
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	76
5.1 CONCLUSIONES	76
5.2 RECOMENDACIONES	77
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	79
APÉNDICES.....	82
HOJAS METADATOS.....	84



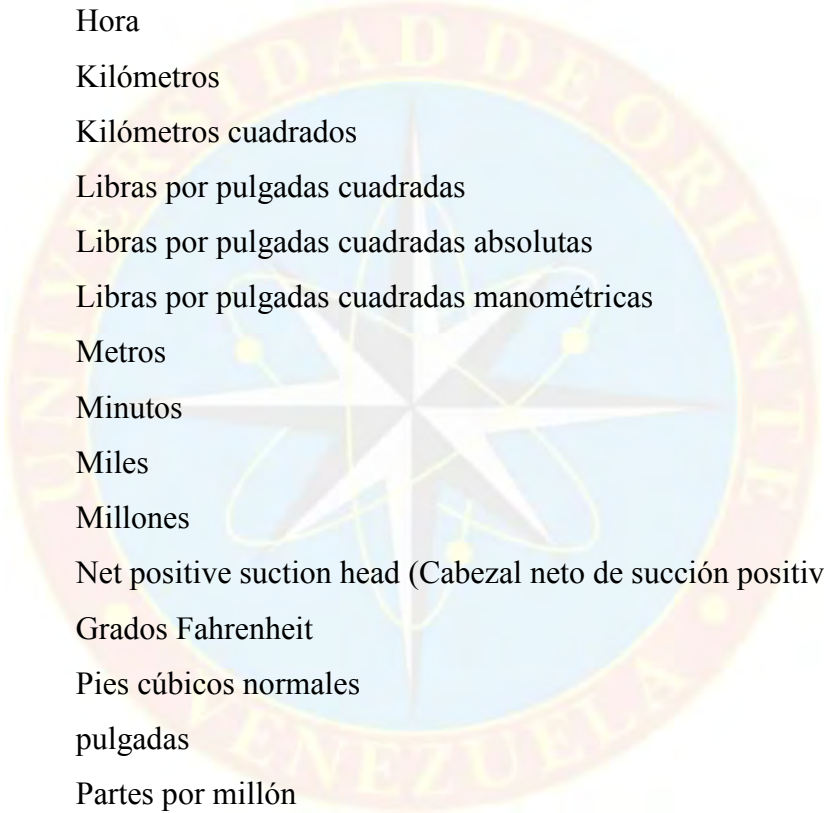
LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura N° 2.1. Ubicación geográfica del Campo El Salto.....	8
Figura N° 2.2. Diagrama de una Estación de Flujo.....	10
Figura N° 2.3. Componentes de un Separador.....	12
Figura N° 2.4. Separador esférico para Gas y Petróleo.....	13
Figura N° 2.5. Separador Horizontal para Gas-Petróleo.....	14
Figura N° 2.6. Separador Vertical para Gas-Petróleo.....	14
Figura N° 2.7. Intercambiador de Calor.....	17
Figura N° 2.8. Bombas de crudo.....	18
Figura N° 4.1. Transferencia del fluido multifásico de la opción 1.....	59
Figura N° 4.2. Transferencia de los fluidos crudo y agua de la opción 2.....	61
Figura N° 4.3. Transferencia del crudo húmedo de la opción 3.....	62
Figura N° 4.4. Transferencia del agua de la opción 3.....	63
Figura N° 4.5. Transferencia del crudo en especificación de la opción 4.....	64
Figura N° 4.6. Transferencia del agua de la opción 4.....	65
Figura N° 4.7. Transferencia del Gas hacia el Mechurrio.....	66
Gráfico N° 4.1. Parámetros evaluados en la matriz de evaluación.....	68
Figura N° 4.8. Diagrama de Flujo de Proceso de las facilidades de la zona Sur del Campo El Salto.....	70
Figura N° 4.9. Plano de ubicación de equipos de las facilidades de la zona Sur del Campo El Salto.....	72

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla N° 3.1. Perfil de producción, Bloques 14/15 del Campo El Salto	26
Tabla N° 3.2. Grado de importancia de los criterios a ser evaluados.....	42
Tabla N° 3.3. Ponderación de cada opción con respecto a cada factor	42
Tabla N° 4.1. Especificaciones obtenidas en los cálculos del separador bifásico.....	47
Tabla N° 4.2. Principales dimensiones del separador trifásico para la opción 3.....	48
Tabla N° 4.3. Dimensiones básicas del separador trifásico para la opción 4.....	49
Tabla N° 4.4. Dimensiones del tratador térmico	50
Tabla N° 4.5. Diseño óptimo generado para el despojador de líquido.....	51
Tabla N° 4.6. Dimensiones básicas obtenidas para el mechurrio.....	52
Tabla N° 4.7. Tanques de almacenamiento de los fluidos para cada opción de proceso	54
Tabla N° 4.8. Bombas multifásicas y convencionales para cada opción de proceso	56
Figura N° 4.1. Transferencia del fluido multifásico de la opción 1.	59
Tabla N° 4.9. Matriz de evaluación para el sistema de separación y transporte.	68
Tabla N° 4.10. Dimensiones de los recipientes de la opción seleccionada.	73
Tabla N° 4.11. Dimensiones de los tanques de la opción seleccionada.	73
Tabla N° 4.12. Dimensiones de las bombas de la opción seleccionada.....	73
Tabla N° 4.13. Dimensiones del mechurrio de la opción seleccionada.	73
Tabla N° 4.14. Costos de inversiones de los troncales de tuberías.	74
Tabla N° 4.15. Costos de inversiones de los equipos de proceso.	74
Tabla N° 4.16. Inversión total de cada opción estudiada.	75
Tabla J.1. Costos de inversiones de los troncales de tuberías de la opción 1.	82
Tabla J.2. Costos de inversiones de los equipos de proceso de la opción 1.....	82
Tabla J.3. Costos de inversiones de los troncales de tubería de la opción 2.....	82
Tabla J.4. Costos de inversiones de los equipos de proceso de la opción 2.....	82
Tabla J.5. Costos de inversiones de los troncales de tubería de la opción 3.	82
Tabla J.6. Costos de inversiones de los equipos de proceso de la opción 3.....	83
Tabla J.7. Costos de inversiones de los troncales de tubería de la opción 4.....	83
Tabla J.8. Costos de inversiones de los equipos de proceso de la opción 4.....	83

LISTA DE ABREVIATURAS



% Ay S	Porcentaje de agua y sedimentos
BLs	Barriles
BPD	Barril de petróleo por día
gpm	Galones por minuto
h	Hora
km	Kilómetros
km²	Kilómetros cuadrados
Lpc	Libras por pulgadas cuadradas
Lpca	Libras por pulgadas cuadradas absolutas
Lpcm	Libras por pulgadas cuadradas manométricas
m	Metros
min	Minutos
M	Miles
MM	Millones
NPSH	Net positive suction head (Cabezal neto de succión positiva)
°F	Grados Fahrenheit
PCN	Pies cúbicos normales
pulg	pulgadas
ppm	Partes por millón
s	Segundos



UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE MONAGAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
MATURÍN/MONAGAS/VENEZUELA

**CONCEPTUALIZACIÓN DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN Y
TRANSPORTE DE LOS FLUIDOS PRODUCIDOS EN LA ZONA SUR DEL
CAMPO EL SALTO**

AUTOR:
KAREN B, MORA MORA
C.I. 19.047.630
Octubre de 2013

ASESOR ACADÉMICO:
ING. MSC. LUIS CASTILLO

ASESORES INDUSTRIALES:
ING. PEDRO MARÍN
ING. PEDRO HERNÁNDEZ

RESUMEN

El presente trabajo de investigación consistió en el diseño conceptual de las facilidades de separación y transporte que manejarán los fluidos producidos en la zona sur del Campo El Salto, que en su primera fase de explotación contará con cuatro (04) plataformas de treinta (30) pozos productores cada una, dando como resultado ciento veinte (120) pozos en su totalidad. Inicialmente a través del simulador de procesos Hysys se obtuvo la composición del crudo, partiendo de un ensayo de punto de ebullición verdadero. Seguidamente, con los reportes arrojados por la simulación se dimensionaron cada uno de los equipos involucrados en cada opción de proceso evaluada. Luego, mediante el simulador Pipephase se realizó la respectiva evaluación hidráulica de las líneas de transferencia de fluidos de cada uno de los casos estudiados. Posteriormente se escogió el proceso idóneo a implantar, a través de una matriz de evaluación, resultando favorecida la separación de crudo hasta especificación y envío a COMOR. Por último, se integraron los resultados obtenidos en una serie de productos de ingeniería como son el Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) con su respectiva descripción y el plano de ubicación de equipos. Como resultado se obtuvo un diseño que permitirá transferir 44.400 BPD de crudo en especificación para la venta, 79.592 BPD de agua para inyección y 3,5 MMPCED de gas para generación de vapor y generación eléctrica.

INTRODUCCIÓN

La empresa mixta Petrodelta, S.A. fue creada en el año 2007, mediante un acuerdo firmado entre PDVSA (Petróleos De Venezuela, S.A.), la cual posee el 60% de las acciones, y HNR Finance B.V (Harvest Natural Resources Finance B.V) al cual le corresponde el 40% restante. Esta empresa se encarga de la explotación, producción, procesamiento y transporte del crudo y gas de seis campos operativos conocidos como: Tucupita, Bombal, Uracoa, Isleño, Temblador y El Salto, los cuales se encuentran ubicados en el estado Delta Amacuro y la zona Sur del Estado Monagas. Los seis campos en conjunto poseen un área de aproximadamente 1034 km² y cuentan con alrededor de 144 pozos activos, 103 pozos inactivos, 222 pozos abandonados y 22 pozos inyectores de agua.

El Campo El Salto es una de las áreas de explotación con mayor prospección de PETRODELTA, tiene aproximadamente una superficie de 475 km² y se encuentra ubicado a 100 km hacia el Sur de Maturín, en el Estado Monagas. Este Campo posee ocho (08) bloques probados con reservas de hidrocarburos, los cuales se encuentran divididos en dos zonas: Norte, que incluye los bloques 4, 5, 6, 7, 8 y 10, y la zona Sur, que abarca los bloques 14 y 15 los cuales hasta ahora no han sido puestos en producción. Actualmente se encuentra desarrollado únicamente el bloque 5, el cual cuenta con cuatro (04) plataformas donde se distribuyen 15 pozos activos con una producción en el orden de los 16.160 BCPD y un (1) pozo inyector de agua.

PETRODELTA, según su Plan de Negocios (PDN) para el período 2012-2027, incrementará la producción de crudo y gas progresivamente en El Salto, alcanzando un máximo de 102 MBPD de crudo de formación y 62 MMPCED de gas asociado. Dicha volumetría no puede ser manejada por la infraestructura instalada actualmente, la cual posee una capacidad máxima de 25 MBPD de crudo diluido. Por tal motivo, se

ha iniciado la ejecución de la ingeniería y construcción del Centro Operativo El Salto (COES), que para una primera fase se contempla la producción de 50 MBPD de Merey-16, y que en su segunda y tercera fase permitirá el manejo y transferencia de la producción de la zona Norte del Campo, ampliando los sistemas de separación (gas-líquido-líquido), compresión de gas, tratamiento e inyección de agua de proceso, recepción y distribución de diluyente, oleoductos, gasoductos, tuberías de transporte, entre otras.

La zona Sur del Campo El Salto no ha sido explotada aún, pero en la actualidad existe una visualización del proyecto para poner en producción dicha zona. En una primera fase de explotación se considera, la construcción de cuatro (4) plataformas con un máximo de treinta (30) pozos productores cada una, dando como resultado ciento veinte (120) pozos en su totalidad.

Por tal motivo, la empresa mixta PETRODELTA requirió desarrollar la Ingeniería Conceptual del sistema de separación y transporte de los fluidos que se producirán en la zona Sur del campo, mediante un proceso de selección que implicó el planteamiento de diferentes opciones de proceso, el dimensionamiento de los equipos requeridos en cada una y la selección de la más adecuada para asegurar el desarrollo integral del Campo El Salto.

CAPÍTULO I

EL PROBLEMA Y SUS GENERALIDADES

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En el año 2007 el Ministerio del Poder Popular para la Energía y Petróleo (MENPET) le transfiere los derechos a ejercer las operaciones necesarias para la exploración y explotación de los hidrocarburos presentes en el Campo El Salto a PETRODELTA, según lo establecido en la Ley Orgánica de Hidrocarburos bajo el decreto N° 5.653.

Hasta la actualidad la empresa Petrodelta a través de estudios geológicos, estratigráficos y evaluación de las potenciales arenas productoras ha llevado a cabo un programa de perforación y rehabilitación de pozos en el Campo El Salto, lo que ha permitido ampliar el caudal de producción, generando un incremento progresivo en las volumetrías, las cuales no podrán ser manejadas con la infraestructura existente. Por lo que se planteó la construcción del Centro Operativo El Salto (COES), donde se instalarán de forma modular todos los equipos necesarios para el manejo de la producción total.

En la visión estratégica del desarrollo del Campo El Salto, se contempla la explotación de la zona Sur del mismo, que aumentará la producción total actualmente manejada, la cual se espera que para el año 2020 sea de aproximadamente 102 MBNPD.

Para manejar de forma eficiente lo que será la producción de crudo, agua y gas de la zona Sur, se deben instalar facilidades de superficie entre las que se encuentran separadores de producción, bombas, tanques, intercambiadores, hornos, entre otros.

Por esta razón, se estableció la necesidad de desarrollar conceptualmente el sistema más viable de separación y transporte de los fluidos que serán explotados en la zona.

1.2 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN

1.2.1 Objetivo general

Definir conceptualmente el sistema de separación y transporte de fluidos producidos en la zona Sur del Campo El Salto.

1.2.2 Objetivos específicos

- Realizar el diseño preliminar de los equipos principales requeridos para cada opción de proceso.
- Dimensionar los sistemas de transporte y disposición de fluidos de las opciones consideradas.
- Seleccionar el sistema de separación que se implementará.
- Desarrollar la conceptualización asociada a las facilidades de producción de la zona Sur del Campo El Salto.

1.3 JUSTIFICACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN

La zona Sur del Campo El Salto a través del tiempo ha sido sometida a una serie de estudios, con el objeto de obtener información suficiente que permita la visualización de la mejor estrategia de explotación y manejo de los fluidos allí presentes, los datos obtenidos más relevantes es que se manejará un crudo extra-

pesado cuya gravedad API es de 8,5° y con un corte de agua del 66% aproximadamente.

Generalmente, el flujo que se obtiene de un yacimiento petrolífero es en su mayoría, mezclas complejas de hidrocarburos, agua, partículas de arena y contaminantes. La separación física de estas fases es una de las operaciones más importantes en la producción de gases y crudos, por lo que los separadores deben diseñarse apropiadamente pues un diseño erróneo puede traer como consecuencia una reducción en la capacidad de operación de la totalidad de las instalaciones asociadas con la unidad de separación y otras unidades que dependen de su eficiencia, como son las tuberías por donde se transportarán las fases una vez separadas.

Es por ello que Petrodelta, requirió el desarrollo de la ingeniería del sistema de separación de los fluidos que se implementará en la zona Sur del Campo El Salto como parte de la ingeniería conceptual. Se realizó la evaluación y selección de los equipos que conforman el esquema del proceso de separación, así como el sistema de transporte de los fluidos una vez separados para la disposición de los mismos.

Estas facilidades permitirán el manejo de la producción asociada a la primera fase de explotación de la zona Sur del campo, que alcanzará un máximo aproximado de 30 MBPD de crudo, 80 MBPD de agua y 3,5 MMPCED y que representarán alrededor del 30% de la producción total esperada en el Campo, por lo que es de vital importancia para cumplir con las metas establecidas en el plan de negocios de PETRODELTA.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN

González, N. (2011) “Diseño de la infraestructura de superficie para la producción de los campos Bare (Este) y Cariña pertenecientes al bloque Ayacucho de la Faja Petrolífera del Orinoco”. El objetivo fundamental del presente trabajo, es la visualización de la infraestructura de superficie necesaria para garantizar el manejo de la producción de los Campos Bare (Este) y Cariña, se plantean dos opciones con el objeto de seleccionar el esquema de producción más eficiente y rentable desde el punto de vista técnico y económico. Para su desarrollo se emplearon herramientas como Pipephase que permitió el diseño de las redes de recolección, se realizaron sensibilizaciones de diferentes parámetros (\emptyset , distancia, entre otras.) con el fin de someter el diseño a diversas situaciones. Los principales parámetros empleados para la selección fueron los de producción, caracterización de crudo, distancia de las estaciones al Centro Operativo, tecnologías, costos y otros. Resultando seleccionada la opción 2 la cual contemplaba el uso de tecnología multifásica, por el hecho de cumplir con las expectativas trazadas.

León, A. (2010) “Diseño preliminar de los equipos requeridos en la batería PN-33, ubicada en el Campo Peña Negra del lote X, distrito de El Alto, provincia de Talara, Perú”. Este trabajo tuvo como finalidad el diseño preliminar de los equipos requeridos en la batería PN-33, donde dichos equipos fueron ubicados en un plano. Además, se hizo el balance de masa y energía de la batería de acuerdo a la producción a manejar en el proyecto ETANCO en su fase II, con el uso del programa de simulación de procesos HYSYS 7.3, donde se obtuvieron las propiedades y características de las corrientes involucradas. Posteriormente, se calcularon las capacidades de los nuevos

equipos a instalar en la batería y por último, se detectaron las restricciones a nivel de las facilidades de superficie existentes mediante el cálculo de las líneas de flujo con el programa PIPEPHASE 9.0, obteniendo los diámetros a incorporar en las nuevas líneas de alimentación a los separadores de control.

2.2 DESCRIPCIÓN DEL ÁREA DE ESTUDIO

La concesión de los derechos de todas las actividades de exploración y explotación de los hidrocarburos presentes en el área denominada como El Salto, fue asignada a la empresa Petrodelta, S.A. en el año 2007 por el Ministerio del Poder Popular para la Energía y Petróleo (MENPET), según lo establecido en la Ley Orgánica de Hidrocarburos.

Para el año 2013 se tiene previsto que la producción correspondiente a la zona Norte del Campo alcance los 50 MBPD y que para el año 2020 con la producción de la zona Sur llegue hasta los 100 MBPD; los equipos que actualmente se encuentran operando no son suficiente para el manejo de dicha producción, por lo que se planificó la construcción de forma modular del Centro Operativo El Salto (COES) ubicado en la parte Norte, en el cual se implementarán todos los equipos necesarios para el manejo de dicha producción.

2.2.1 Ubicación geográfica del Campo El Salto

El Campo el Salto se encuentra en el área mayor de Temblador, en la Cuenca Oriental de Venezuela. Ubicado aproximadamente a 100 km. al Sur de Maturín; Estado Monagas, borde Norte de la Faja Petrolífera del Orinoco en la División Carabobo. Tiene un área de aproximadamente 475 km².

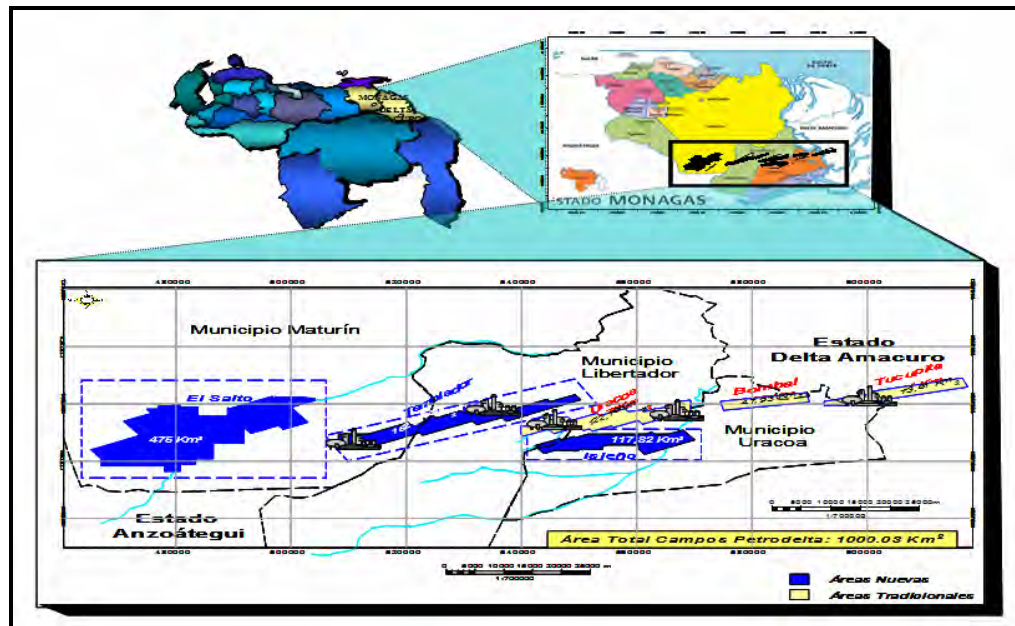


Figura N° 2.1. Ubicación geográfica del Campo El Salto.
Fuente: PDVSA Petrodelta, Gerencia PID (2012).

2.3 BASES TEÓRICAS

2.3.1 Estaciones de flujo

Las estaciones de flujo son instalaciones petroleras de superficie, formadas por un conjunto de equipos conectados entre sí, cuyo objetivo principal es recibir la producción multifásica de una determinada área, separarla a la presión óptima en sus tres fases (crudo, agua y gas) y posteriormente realizar el tratamiento de los hidrocarburos, con el fin de optimizar su procesamiento y comercialización. Los avances tecnológicos han permitido que en la actualidad existan estaciones de flujo automatizadas, en las cuales parámetros importantes como: presiones, temperatura, crudo bombeado, entre otras; puedan ser monitoreados a distancia por medio de un sistema de telemetría que envía señales a la sala de control, además en algunos casos se puede inclusive realizar paradas o arranques de equipos desde el centro de operaciones automatizadas, lo cual representa una gran ventaja debido a que

requieren un menor porcentaje de supervisión del personal de operaciones ubicado en el campo. (León, 2010).

2.3.2 Funciones de las estaciones de flujo

- Recolectar la producción de los diversos pozos asociados a una determinada área.
- Separar la fase líquida de la fase gaseosa, contenidas en el fluido multifásico proveniente de cada uno de los pozos.
- Distribuir el gas recolectado, a las diferentes áreas de operación que lo requieran como las plantas compresoras, procesos de inyección, entre otras.
- Medir la producción de petróleo, gas y agua provenientes de cada pozo productor.
- Proporcionar a los fluidos producidos, un sitio de almacenamiento temporal.
- Bombear el crudo a las diversas áreas de procesos o almacenamiento, tales como estaciones de rebombeo, patio de tanques, terminales de embarque, entre otras.

Para realizar todas estas funciones las estaciones de flujo cuentan con una serie de equipos interrelacionados entre sí, los cuales se explicarán más adelante. (González, 2011).



Figura N° 2.2. Diagrama de una Estación de Flujo.

Fuente: Gonzáles, N (2011).

2.3.3 Equipos que conforman una estación de flujo

Su estructura puede variar dependiendo del tipo de crudo o del yacimiento en explotación, a continuación se describen los equipos básicos que conforman estas estaciones:

2.3.3.1 Separador

Es un recipiente o dispositivo mecánico mediante el cual se disgregan las diferentes fases que posee el fluido proveniente de los pozos (crudo, agua y gas), con la finalidad de procesar y comercializar algunos de ellos (crudo y gas). La separación física del fluido, se sustenta en tres grandes principios, que son la Cantidad de Movimiento, el Asentamiento por Gravedad por la diferencia de densidad y la Coalescencia.

2.3.3.1.1 Características y componentes esenciales de un separador

- El dispositivo debe contar en su interior con una sección para la separación primaria, un extractor de neblina para remover pequeñas partículas de líquido del gas, una sección de asentamiento de líquido para remover el gas o vapor del petróleo, y su respectiva salida de petróleo, agua y gas.
- Suficiente capacidad volumétrica de líquido para manejar "baches" de los pozos y líneas de flujo.
- Adecuado diámetro y altura o longitud del recipiente para permitir que se separe más líquido del gas, de forma tal que el extractor de neblina no sea sobrecargado de líquido.
- Un mecanismo de control del nivel de líquido en el separador, el cual normalmente incluye un controlador del nivel de líquido y una válvula de diafragma en la salida del petróleo. Para operación trifásica, el separador debe incluir un controlador del nivel de líquido en la interfase agua-petróleo y una válvula de control de descarga de agua.
- El separador debe estar dotado de manómetros, termómetros, controles de nivel, Visibles, entre otras; para hacer, en lo posible, revisiones visuales.
- La acumulación de espumas y partículas contaminantes ha de ser controlada.
- Dispositivos de alivio de presión, especialmente una válvula de alivio en la salida de gas para mantener una presión estable en el recipiente. (León, 2010).

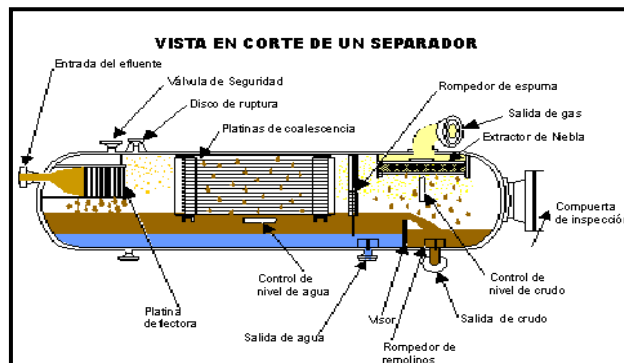


Figura N° 2.3. Componentes de un Separador.
Fuente: León, A (2010).

2.3.3.1.2 Clasificación de los separadores

➤ Según el número de fases a separar

- **Separadores Bifásicos:** estos separadores son muy comunes en un campo petrolero y tienen como principal objetivo separar fluidos bifásicos, en este caso específico Gas y Petróleo. En el proceso de separación es muy importante tener en cuenta los fluidos producidos y la relación existente entre ellos.
- **Separadores Trifásicos:** estos separadores se diseñan para separar tres fases, constituidas por petróleo, agua y gas. Por lo general, estos equipos se diseñan en un tamaño grande, ya que deben garantizar que las fases líquidas (agua y petróleo) salgan del equipo completamente libre una de la otra, además de separar la fase gaseosa que se encuentra presente en el fluido multifásico.
- **Separadores Tetrafásicos:** en los procesos petroleros, se utilizan también los separadores Tetrafásicos, en los cuales se ha previsto adicionalmente una sección para la separación de la espuma que suele formarse en algunos tipos de fluidos, esto es de importancia ya que la formación de espumas tiene una fuerte

influencia en la determinación de la eficiencia del proceso de separación. (León, 2010).

➤ **Según su forma**

- **Separadores Esféricos:** es una unidad compacta de separación, de forma esférica, utilizada para gas de alta presión con volúmenes pequeños de líquidos. Es de difícil construcción y poco usado en la industria petrolera debido a la poca eficiencia y alto costo del equipo.

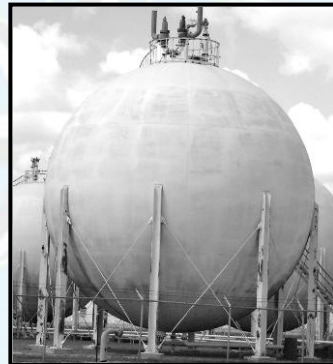


Figura N° 2.4. Separador esférico para Gas y Petróleo.
Fuente: León, A (2010).

- **Separadores Horizontales:** en los separadores horizontales la fase pesada decanta perpendicularmente a la dirección horizontal del flujo de la fase liviana, permitiendo que la fase liviana continua pueda viajar a una velocidad superior a la velocidad de decantación de la fase pesada discontinua, desde luego todo esto ocurre hasta un cierto límite. Estos separadores requieren menor diámetro que un separador vertical para una capacidad dada de gas y se utilizan por lo general cuando existen grandes caudales de líquido, crudos espumosos y agua.



Figura N° 2.5. Separador Horizontal para Gas-Petróleo.

Fuente: León, A (2010).

- **Separadores Verticales:** son recipientes cilíndricos colocados verticalmente para separar el petróleo y el gas natural, en estos equipos la fase pesada decanta en dirección opuesta al flujo vertical de la fase liviana. En estos equipos el manejo de grandes cantidades de líquido produce fuertes variaciones en la entrada del líquido, lo que obliga a tener separadores con excesivos tamaños, por esta razón se emplean cuando la relación gas o vapor- líquido es alta y/o cuando se esperan grandes variaciones en el flujo de vapor/gas. (León, 2010).



Figura N° 2.6. Separador Vertical para Gas-Petróleo.

Fuente: León, A (2010).

➤ **Según su ubicación**

- **Separadores de Entrada:** es un recipiente instalado a la entrada de una planta para retirar los líquidos en suspensión e impurezas que arrastra el fluido, con el fin de garantizar que éstos no entren a la planta y contaminen la solución.
- **Separadores en Serie:** se refiere a los separadores que están colocados en serie. En el primer caso, la separación se realiza en forma progresiva, mientras que en la posición en paralelo la separación se realiza en forma simultánea.
- **Separadores Convencionales:** este es un envase que se utiliza para separar una mezcla de componentes en una o dos corrientes, una líquida y otra gaseosa. Por lo general, la o las corrientes líquidas contienen muy poco gas, mientras que la corriente gaseosa contiene poco líquido.
- **Separadores Tipo Pulmón:** este separador es un envase que puede construirse en gran tamaño que permita la acumulación del líquido. Por lo general, se instalan en sistemas de recolección de gas o en sistemas de flujo bifásico.
- **Separadores Tipo Centrífugo:** estos separadores se utilizan para separar partículas sólidas y líquidas de la corriente de gas.
- **Separadores Tipo Depuradores:** es un separador cuya función básica es remover pequeñas cantidades del líquido de una mezcla con predominio gaseoso. Estos equipos no poseen la capacidad para realizar una separación gas-petróleo, en especial, cuando el volumen del líquido sea alto.
- **Tratadores Térmicos:** este es un separador diseñado para tratar a una mezcla conformada por crudo, agua y gas, y que además posee facilidades para filtrar y calentar los fluidos. Por lo general, este equipo se utiliza en el tratamiento de crudos medianos, pesados y es de gran utilidad en los campos petroleros de Venezuela.
- **Torres de Destilación:** este envase permite separar un fluido en varios componentes. Para ello se utilizan procesos de equilibrio térmico basado en las

constantes de equilibrio líquido-vapor. Por lo general, las torres de destilación poseen platos en los cuales se establecen flujos en dos direcciones el gas en ascenso y el líquido en descenso. A estos equipos se les pueden adicionar equipos, como condensadores, separadores de reflujo, que ayudan a la eficiencia del proceso de separación. (León, 2010).

➤ **Según la presión de operación**

- **Separadores de baja presión:** la presión aproximada es de 60 lpcm.
- **Separadores de media presión:** la separación ocurre a una presión aproximada de 600 lpcm.
- **Separadores de alta presión:** el proceso ocurre a una presión aproximada de 1200 lpcm. (León, 2010).

➤ **Según el avance de la ciencia**

- **Separadores Convencionales:** estos separadores se caracterizan por emplear la aceleración de gravedad para producir la separación de las fases líquidas y gaseosas. Un ejemplo de éstos son los verticales y horizontales.
- **Separadores Compactos:** son recipientes diseñados con la misma filosofía de los separadores convencionales, que emplean extractores de niebla para velocidades relativamente alta, tales como 3 o 6 (pie/s) y que por lo tanto puede manejar cantidades mayores de gas empleando para ello diámetros más grandes en los recipientes.
- **Separadores Ciclónicos:** éstos emplean la aceleración centrífuga para separar la mezcla en sus diferentes fases, tales como: gas, agua, petróleo y arena. La separación es realizada por medio de fuerza centrífuga que empuja las partículas (más pesadas que el líquido) de manera espiral hacia abajo, hacia una

cámara de recolección, el gas libre busca el orificio de salida por la parte superior de la unidad, mientras el líquido se mueve hacia el fondo del recipiente. (León, 2010).

2.3.3.2 Intercambiadores de calor

Son equipos utilizados para enfriar un fluido que está más caliente de lo deseado, transfiriendo este calor a otro fluido que está frío y necesita ser calentado. La transferencia de calor se realiza a través de una pared metálica o de un tubo que separa ambos fluidos. (González, 2011).



Figura N° 2.7. Intercambiador de Calor.

Fuente: González, N (2011).

2.3.3.3 Tanques de almacenamiento

Son recipientes de acero, de forma cilíndrica, donde se almacenan temporalmente algunos fluidos, tales como crudo sucio (petróleo y agua), crudo limpio (petróleo con un porcentaje menor al 1% de agua) y aguas efluentes. Su función principal es la de proveer un sitio de almacenamiento provisional de crudo, a fin de disponer de suficiente volumen de éste para la alimentación de las bombas. (León, 2010).

2.3.3.4 Bombas

Son equipos que reciben energía eléctrica y mecánica y la convierten en energía en forma de presión, que es la que un fluido requiere para moverse de un punto a otro. Éstas pueden clasificarse de la siguiente manera:

➤ **Bombas convencionales**

Son equipos especializados en el manejo de una sola fase y con capacidad muy limitada para manejar mezclas.

➤ **Bombas multifásicas**

Son aquellas bombas capaces de ceder energía a la corriente de un fluido de más de una fase, con el fin principal de aumentar su presión y lograr su transporte desde un punto a otro distante, estas pueden ser de desplazamiento positivo o centrífugas. Este tipo de unidades ofrece una serie de beneficios como ahorro en costos de inversión, operación y mantenimiento, simplifica y centraliza facilidades de producción en superficie y coste afuera y ayuda al aumento de la producción. (González, 2011).



Figura N° 2.8. Bombas de crudo.
Fuente: PDVSA, Petrodelta (2012).

2.3.4 Dilución de crudo

Esta técnica de dilución se aplica a crudos pesados y extra-pesados con la finalidad de obtener una mezcla de menor gravedad API y viscosidad. La dilución se realiza con un destilado o crudo más liviano. Bajo este principio es factible el transporte de una cantidad de crudo pesado bajo una tasa de flujo determinada, a través de una tubería con unos requerimientos de energía preestablecidos. Esta técnica permite realizar una deshidratación más efectiva, así como un mejor manejo de los crudos pesados en los procesos de campo, todo esto como consecuencia de acentuar la diferencia de densidad y la viscosidad entre la mezcla y el agua. (González, 2011).

2.3.5 Hidráulica

La hidráulica es una rama de la física y la ingeniería que se relaciona con el estudio de las propiedades mecánicas de los fluidos, ésta resuelve problemas como el flujo de fluidos por conductos o canales abiertos y el diseño de presas de embalse, bombas y turbinas. Su fundamento es el Principio de Pascal, que establece que la presión aplicada en un punto de un fluido se transmite con la misma intensidad a cada punto del mismo. (González, 2011).

2.3.6 Disposición de los fluidos

➤ Disposición del crudo

Diariamente los pozos productores fluyen o bombean determinados volúmenes de producción a las estaciones de flujo; Allí, luego de la separación y tratamiento adecuados, el crudo se transfiere a tanques de almacenamiento cuyo número y volumen son suficientes para recoger holgadamente la producción de varios días.

Finalmente, estaciones pequeñas bombean el crudo a estaciones de mayor capacidad de almacenamiento y de recolección, que conectadas a oleoductos despachan diariamente grandes volúmenes de crudo a los puertos de embarque o directamente a las refinerías.

➤ **Disposición del gas**

Luego de terminada la separación primaria si es necesario el gas puede ser enviado a plantas especiales de tratamiento final, para distribución por gasoductos a las plantas petroquímicas y refinerías, también puede ser usado en las industrias, servicios domésticos e incluso para las mismas operaciones petroleras, ya sea como combustible o para ser re-inyectado en los yacimientos para la restauración y/o mantenimiento de la presión y, por ende, lograr un mayor porcentaje de extracción del petróleo en sitio. En caso de no contar con los equipos necesarios para su tratamiento, éste puede ser quemado al ser enviado a los conocidos mechurrios.

➤ **Disposición del agua**

El volumen de agua que acompaña al petróleo producido de los pozos puede ser de características sencillas, cuya separación por asentamiento en tanques se logra fácilmente. En ocasiones, el manejo, tratamiento y disposición del agua no requieren de instalaciones especiales, a menos que el corte de agua producido diariamente sea alto. El agua producida luego de ser tratada adecuadamente puede ser utilizada para la inyección de agua a través de pozos dispuesto para esta tarea. (González, 2011).

2.4 DEFINICIÓN DE TÉRMINOS BÁSICOS

API: es una unidad de densidad establecida por el American Petroleum Institute (Instituto Americano de Petróleo) del cual recibe su nombre. Mediante esta escala se

clasifican los crudos en Extra-Pesados (<10 °API), Pesados (entre 10° y $21,9$ °API), Mediano (entre 22 y $29,9$) y Liviano (> 30 °API). (Silva, 2011, p.21).

Momentum (Cantidad de movimiento): es una forma de energía relacionada con la masa y la velocidad que posee un cuerpo. Fluidos con diferentes densidades tienen diferentes momentum. Si una corriente de dos fases se cambia bruscamente de dirección, el fuerte momentum o la gran velocidad adquirida por las fases, no permite que las partículas de la fase pesada se muevan tan rápidamente como las de la fase liviana, este fenómeno provoca la separación. (PDVSA MDP 03-S-01, 2011, p. 04).

Asentamiento por gravedad: las gotas de líquido se separan de la fase gaseosa, cuando la fuerza gravitacional que actúa sobre las gotas de líquido es mayor que la fuerza de arrastre del fluido de gas sobre la gota. (PDVSA MDP 03-S-01, 2011, p. 04).

Coalescencia: es cuando ocurre la unión de pequeñas gotas para formar gotas más grandes que decantan dándoles origen a las acumulaciones de líquidos. (PDVSA MDP 03-S-01, 2011, p. 05).

Dimensionamiento del separador: determinación del tamaño (diámetro y longitud tangente-tangente), requerido para la separación de la fase gaseosa sin arrastre de líquido y la fase líquida sin gas solubilizado, para un determinado caudal de gas y de líquido y unas condiciones de presión y temperatura de operación. (León, 2010, p. 24).

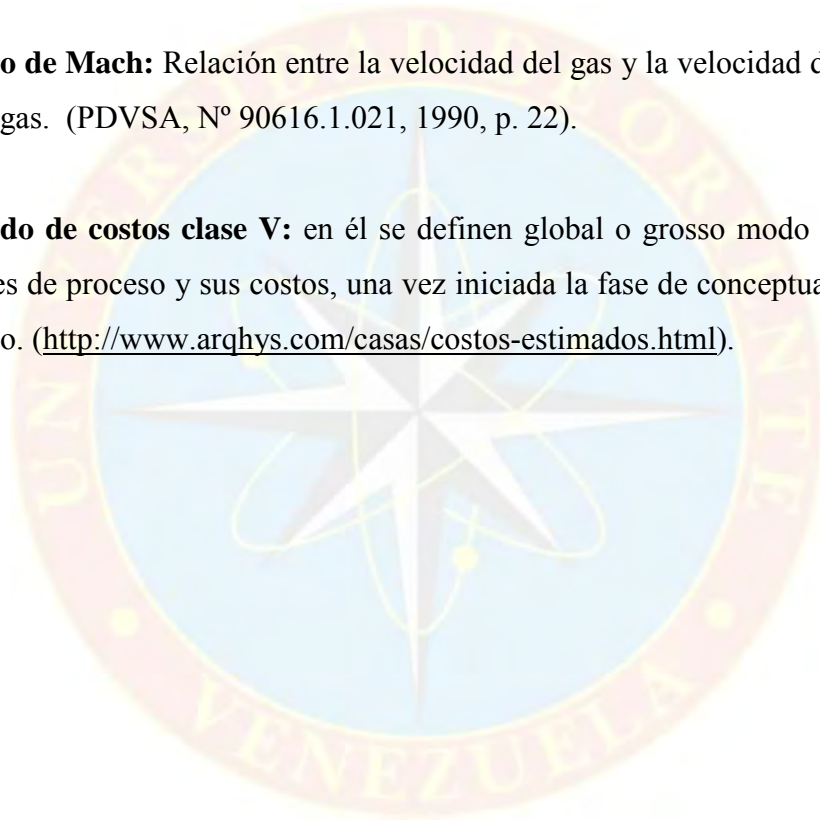
Simulación: es una de las herramientas más importantes para analizar el diseño y operación de sistemas o procesos complejos, pues consiste en diseñar un modelo de un sistema real y realizar experimentos con éste, con el propósito de entender el compartimiento del mismo. (González, 2011, p. 58).

Macolla: es la instalación de superficie en la cual se perforan varios pozos con la finalidad de disminuir el impacto ambiental. (Silva, 2011, p. 25).

Cavitación: fenómeno que ocurre si la caída de presión es tal, que comienzan la formación de burbujas de gas, las cuales ocasionan erosión y por lo tanto la pérdida total de una bomba. (Gonzáles, 2011, p. 60).

Número de Mach: Relación entre la velocidad del gas y la velocidad del viento en el mismo gas. (PDVSA, N° 90616.1.021, 1990, p. 22).

Estimado de costos clase V: en él se definen global o grosso modo las principales unidades de proceso y sus costos, una vez iniciada la fase de conceptualización de un proyecto. (<http://www.arqhys.com/casas/costos-estimados.html>).



CAPÍTULO III

MARCO METODOLÓGICO

3.1 TIPO DE INVESTIGACIÓN

La presente investigación es de tipo descriptiva, que de acuerdo a lo señalado por Arias (2006) en cuanto a las investigaciones descriptivas: “consiste en la caracterización de un hecho, fenómeno o grupo con el fin de establecer su estructura o comportamiento.”(p. 24). En dicha investigación se desarrolló conceptualmente el sistema de separación y transporte de los fluidos de la zona Sur del Campo El Salto, con la finalidad de establecer el sistema más óptimo para asegurar el desarrollo integral del mismo.

3.2 DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN

El diseño de la investigación responde a un estudio documental, en vista a que los datos requeridos para el desarrollo conceptual del sistema de separación y transporte de la producción en la zona Sur del Campo El Salto, se obtuvieron a través de la recopilación de información, análisis e interpretación de la misma. En cuanto a la investigación documental, Arias (2006) indica: “la investigación documental es aquella que se basa en la obtención y análisis de datos provenientes de materiales impresos u otro tipo de documentos”.

3.3 POBLACIÓN Y MUESTRA

La población y muestra de una investigación están íntimamente ligadas según lo que establece Arias (2006) el cual indica: “la población es un conjunto finito o infinito de elementos con características comunes para los cuales serán extensivas las conclusiones de la investigación” (p. 81) y que a su vez Arias (2006) expresa:

“la muestra es un subconjunto representativo y finito que se extrae de la población accesible”. (p. 83). Basado en estas definiciones, el presente trabajo no cuenta con una población establecida, debido a que el objeto de estudio (el sistema de separación y transporte de los fluidos) fue conceptualmente desarrollada y por tanto no fue posible determinar una muestra.

3.4 PROCEDIMIENTO METODOLÓGICO

3.4.1 Diseño preliminar de los equipos principales requeridos para cada opción de proceso

Para el desarrollo de este objetivo se plantearon cuatro opciones de proceso destinadas para el manejo de los fluidos producidos en la zona Sur del Campo El Salto, las cuales son las siguientes:

Opción 1: Recolección directa hasta el COES

Esta opción contempla la posibilidad de enviar hasta el Centro Operativo El Salto, toda la producción de la zona Sur del Campo sin ser sometida a un proceso de separación, esto mediante el uso de una bomba multifásica.

Opción 2: Separación de gas y bombeo hacia el COES

Este proceso consiste en someter a una separación bifásica la producción proveniente de las cuatro plataformas, para así retirar el gas de la fase líquida para su uso como combustible (generación de vapor y generación eléctrica), disponiendo el excedente de manera segura, mientras que el crudo húmedo se bombea hasta el Centro Operativo El Salto a través de un oleoducto. Esta opción contempla el uso de

equipos como un separador bifásico, un despojador de líquidos o Knock-Out Drum (KOD por sus siglas en inglés), un mechorrio, tanques de almacenamiento y bombas.

Opción 3: Separación de gas y deshidratación parcial del crudo

En este caso los fluidos procedentes de las cuatro macollas serán sometidos a una separación trifásica, para retirar el gas y el agua libre presentes en el crudo. Posteriormente, se realiza el tratamiento a cada una de las fases para su disposición final, donde el gas que no es utilizado como combustible se dispone de manera segura, el agua es tratada en una planta de tratamiento físico-química, para colocarla en especificaciones adecuadas para su inyección, y el crudo que se encuentra aun con un porcentaje de agua emulsionada es enviado al COES para su tratamiento final. Esta opción, al igual que la anterior y que el caso siguiente (caso 4) requiere equipos como un KOD, un mechorrio, tanques de almacenamiento y un sistema de bombeo.

Opción 4: Separación de crudo hasta especificación y envío a COMOR

El crudo producido en las plataformas ingresa a un separador trifásico para disgregar las fases retirando el agua libre y el gas. Sin embargo, para retirar el agua que permanece emulsionada, es preciso someterlo a una separación secundaria en la que se emplea un tratador térmico, con el fin de llevar el crudo a especificación para la venta, que corresponde a un máximo de uno por ciento (1%) de agua y sedimentos. Luego de realizar este proceso, el gas se dispone de forma segura, el agua es tratada en una planta físico-química para su disposición final y el crudo ya en especificaciones es enviado directamente al Centro Operativo Morichal (COMOR). Este caso requiere del mismo tipo de equipos que la opción anterior, sólo se adiciona el uso de un tratador térmico.

3.4.1.1 Elaboración del modelo de simulación en Hysys

Para desarrollar este objetivo se utilizó el simulador de procesos Hysys 7.3, mediante el cual se obtuvo la composición del crudo a partir de un ensayo de punto de ebullición verdadero o TBP (True Boiling Point en sus siglas en inglés) y se estimaron las propiedades y condiciones de los fluidos en las distintas etapas de cada una de las opciones de proceso consideradas, datos necesarios para el dimensionamiento de los equipos.

3.4.1.1.1 Datos utilizados en la simulación

Para la reproducción adecuada de las opciones estudiadas en el modelo de simulación, fue necesario introducir la siguiente información en su base de datos:

- La máxima volumetría esperada por cada fluido. En la tabla N° 3.1 se muestra el perfil de producción de la primera fase de explotación a realizarse en la zona Sur del Campo El Salto, resaltando los valores utilizados.

Tabla N° 3.1. Perfil de producción, Bloques 14/15 del Campo El Salto

Bloques 14 y 15. Producción Anual.						
Año	Tasa de crudo (BPD)	Tasa de Agua (BPD)	Tasa de Líquido (BPD)	Tasa de Gas (MMPCED)	RGP (PCE/BLs)	°API
2013	3.600	4.600	8.200	0,36	100	9,00
2014	11.300	21.100	32.400	1,18	104	8,81
2015	19.400	51.800	71.200	2,23	115	8,53
2016	25.300	66.300	91.600	2,91	115	8,61
2017	29.900	79.900	109.800	3,46	116	8,50
2018	26.900	80.000	106.900	3,21	119	8,42
2019	20.700	68.800	89.500	2,64	128	8,45
2020	17.400	62.700	80.100	2,34	134	8,46
2021	15.200	58.700	73.900	2,16	142	8,47
2022	13.700	56.000	69.700	2,03	148	8,47
2023	12.500	54.000	66.500	1,93	154	8,48
2024	11.500	52.600	64.100	1,86	162	8,48
2025	10.700	51.200	61.900	1,79	167	8,48
2026	10.000	50.100	60.100	1,74	174	8,48
2027	9.400	49.400	58.800	1,69	180	8,48
2028	9.000	48.700	57.700	1,65	183	8,49
2029	8.500	48.100	56.600	1,61	189	8,49

- La composición del gas utilizada en la simulación se obtuvo de un análisis cromatográfico realizado anteriormente al gas producido en el Campo El Salto, a través de la empresa especializada Simsa de Venezuela, C.A. (Ver apéndice A).
- Se empleó un ensayo de destilación TBP para caracterizar el crudo, pues esta herramienta permite caracterizar dicho crudo al dividirlo en componentes hipotéticos basándose en las temperaturas de ebullición que presenta y determinando el porcentaje que cada uno de estos presente en la mezcla. Las propiedades y el ensayo TBP usado como referencia se encuentra en la tabla B.1 y la tabla B.2. (Ver apéndice B).
- Para definir la corriente de diluyente se utilizó un ensayo de destilación TBP, correspondiente al crudo Mesa-30 del Campo El Furrial, el cual se observa en la tabla B.1 y B.2 (Ver apéndice B).

3.4.1.1.2 Premisas y criterios utilizados para la simulación

Los criterios de simulación utilizados aplicando las diferentes operaciones en Hysys 7.3 fueron los siguientes:

- El paquete termodinámico seleccionado fue la ecuación de estado de Peng-Robinson y para el cálculo de la entalpía, las correlaciones de Lee-Kesler, debido a que para sistemas de hidrocarburos el simulador recomienda el uso de este paquete, pues reporta resultados aceptables y reproduce adecuadamente las propiedades termodinámicas y el comportamiento de las fases.
- Para la simulación se empleó un ensayo de destilación TBP, correspondiente a un crudo de 9,2 °API obtenido del Campo Zuata del Estado Anzoátegui, tomando en cuenta que se trata de un hidrocarburo muy similar en cuanto a sus

propiedades físicas (densidad, viscosidad) y químicas (composición) al que se producirá en la zona Sur del Campo El Salto.

- Para efectos de la simulación se generaron tres corrientes con la composición correspondiente de crudo, agua y gas. Éstas se mezclaron a través de una operación de mezclado del simulador llamada “Mixer” (MIX-100), generando la corriente multifásica que realmente se obtiene del yacimiento.
- Se caracterizó la corriente de diluyente, también a partir de un ensayo TBP, para mezclarla con el hidrocarburo para obtener un crudo de 12 °API en las opciones 1, 2 y 3 y un crudo de 16 °API en la opción 4, con la finalidad de disminuir su viscosidad y facilitar su transporte.
- Se consideró un corte de agua emulsionada en el crudo de 20%.
- Para obtener los niveles de separación deseados, en la opción 2 se utilizó un separador bifásico, en la opción 3 un separador trifásico y en la opción 4 dos separadores trifásicos y un tratador térmico.

3.4.1.2 Desarrollo de los cálculos unitarios para cada opción de proceso

Para dimensionar los equipos principales que conforman las opciones contempladas para el manejo de la producción, se utilizó la herramienta Microsoft Excel, con el fin de automatizar los cálculos y realizar de forma más eficientes la serie de iteraciones necesarias para obtener las dimensiones finales de los equipos.

A continuación se explicaran las premisas consideradas para dimensionar preliminarmente todos los equipos que integran cada opción. Las muestras de cálculo con su respectivo procedimiento se muestran en el Apéndice F, al igual que los parámetros operacionales obtenidos a partir de la simulación correspondiente en hysys.

a) Bomba Multifásica (Aplica para la opción 1)

Las dimensiones fueron calculadas de la misma forma que una bomba convencional, (ver punto “f”), con la diferencia que el caudal de gas es expresado en volumen equivalente (el que ocuparía si fuese líquido) y luego adicionado al total máximo manejado por la bomba.

b) Separador Bifásico (Aplica para la opción 2)

- El dimensionamiento de este equipo se basó en los procedimientos y fórmulas presentados en las normas PDVSA 90616_1_027 y PDVSA MPD 03-S-03.
- Se consideró un recipiente horizontal basado en que la relación gas-líquido es baja.
- Según lo que establece la norma PDVSA MPD 03-S-03 para crudos menores a 25 °API, se asumió un tiempo de retención para el líquido de 5 minutos.
- Se estableció una relación L/D igual a 5; valor escogido según prácticas de ingenierías seguidas en otros proyectos. La constante de Souder-Brown se consideró 0,5 en base a dicho L/D.
- Para la primera iteración se asumió un área fraccional para líquido correspondiente al 0,67, basados en que la producción de gas es baja y quedando para éste un área fraccional de 0,33 con respecto al área total del separador.

c) Despojador de Líquidos (KOD) (Aplica para las opciones 2, 3 y 4)

- Para el diseño de este equipo se consideran las premisas y procedimientos contenidos en las normas PDVSA MDP-03-S-03, PDVSA 90616.1.027 y API Standard 521.
- Se consideró un recipiente horizontal con un nivel normal de líquido, el cual se dimensionó para una presión máxima de operación igual a 19,7 lpca según practicas seguidas por los ingenieros de Petrodelta, S.A.
- El recipiente se diseñó para proveer un tiempo de alivio de líquido de 30 minutos, de acuerdo a lo recomendado por la norma API Standard 521.
- Debido a la baja cantidad de gas y por ende al poco arrastre de líquido el recipiente se diseñó asumiendo un volumen de 2,5 BLs entre los niveles alto y bajo para los tiempos de alivio estipulados.
- Según lo que establece la norma PDVSA MDP-03-S-03 se consideró que la distancia mínima entre el fondo del recipiente y el nivel muy bajo de líquido es de 9 pulgadas.
- Se tomó una relación L/D de 3, de acuerdo a lo recomendado por la norma PDVSA 90616.1.027 para el dimensionamiento de un separador horizontal.
- Se asumió un diámetro de partícula de líquido igual a 300 micrones.

d) Mechurrio (Aplica para las opciones 2, 3 y 4)

- Este equipo se dimensionó en base al mayor flujo de alivio gaseoso que puede presentarse en los casos estudiados (3,5 MMPCED). Dado que el flujo resulta de la evaporación de un crudo pesado y no se cuenta con una descripción detallada de la composición de estos gases se consideró una fracción de calor

radiado (F) de 0,3, correspondiente a gases más pesados que el etano, de acuerdo a las recomendaciones de la norma PDVSA 90616.1.021.

- Se consideró que los gases de alimentación al mechurrio son tratados previamente en un KOD, donde son despojados de las gotas de líquido.
- Los gases en la punta del mechurrio se encuentran a una presión atmosférica igual a 14,7 lpca, donde la llama generada se distorsionará por efectos de la velocidad del viento, considerada en 20 pie/s de acuerdo a las condiciones presentadas en el Campo El salto.
- Los cálculos se realizaron en función de un número de Mach cercano a 0,2, con un valor máximo de 0,5, de acuerdo a lo establecido en la norma API Standard 521.
- La radiación solar tendrá una intensidad máxima de 300 BTU/h-pie².
- La radiación máxima permisible en la base del equipo se consideró en 1200 BTU/h-pie² excluyendo la solar, pues permite un tiempo de escape de 16 segundos.
- Se consideró de acuerdo a la norma PDVSA 90616.1.021. que la radiación permisible para un tiempo de exposición infinito igual a 140 BTU/h-pie², excluyendo la solar.

e) Tanques de Almacenamiento (Aplica para las opciones 2, 3 y 4)

- Según prácticas de ingeniería se asumió un tiempo de residencia en los equipos igual a 12 horas de operación para las opciones 2 y 3, mientras que para la opción 4 se consideraron 24 horas con el fin de contar con mayor tiempo de almacenaje para el caso en que ocurra alguna contingencia en la estación de recibo COMOR.

- Se asumió para todas las opciones un valor de altura máxima de oscilación de líquido igual a 2 pies, para el caso en que se presente un sismo.
- Según prácticas de ingeniería se asume una velocidad máxima en las boquillas igual a 4 pie/s.
- Se asume una altura para la boquilla de descarga igual a 1,5 pies para diámetros de 12 pulgadas o menores y de 1,7 para un diámetro de 16 pulgadas, cumpliendo con lo establecido en la norma API 650.
- El nivel muy bajo de líquido se fija a 2,5 pies por encima de la altura de la boquilla de descarga del tanque, para asegurar una presión de succión en la bomba mayor a los 0 lpcm.
- Se fijó un tiempo de respuesta del operador entre los niveles alto y muy alto y los niveles bajo y muy bajo igual a 10 minutos o el equivalente a medio pie de altura del tanque, lo que resulte mayor.
- Se seleccionaron tanques que cumplan con que el diámetro sea mayor a la altura para que la unidad disponga de más estabilidad.

f) Bombas (Aplica para todas las opciones)

- Para diseñar las bombas de crudo se tomó en cuenta que el suministro de fluido proviene de un tanque de almacenamiento atmosférico.
- Para las bombas de transferencia de agua se consideró que el fluido es previamente bombeado por las bombas reforzadoras, que forman parte de la planta de tratamiento de agua.
- Se asumió una caída de presión debido al filtro de la bomba de 1 lpc, porque al alcanzar este valor, indica taponamiento y por lo tanto debe ser cambiado.

- Los diámetros de las boquillas de succión y descarga de la bomba se desconocen, por lo que se asumen, tomando para la boquilla de descarga el diámetro comercial inmediato inferior al de la boquilla de succión de la bomba.
- De acuerdo a lo recomendado por la norma PDVSA MDP 02-P-06, se asumió una eficiencia de la bomba de 60% y una eficiencia del motor del 92,5%.
- Utilizando una modificación de la ecuación de Bernoulli se calcularon las presiones máximas y mínimas, tanto de descarga del tanque como de succión de la bomba.
- Para determinar la presión de descarga de la bomba fue necesario realizar una simulación hidráulica con el paquete de simulación Pipephase, por lo que parte del objetivo 1 y del objetivo 2 fueron desarrollados paralelamente.
- Se establece un máximo NPSH disponible de 25 pies.

g) Separador Trifásico (Aplica para las opciones 3 y 4)

- Para el diseño de este equipo se emplearon, al igual que para el separador bifásico y el KOD, las premisas y procedimientos presentados en las normas PDVSA MDP-03-S-03 y PDVSA 90616.1.027.
- Se asume una relación L/D de 6. La constante de Souder-Brown se consideró 0,5 en base a dicho L/D.
- Según la caracterización del crudo empleado se consideró un 20% de agua emulsionada.
- El equipo se diseñó para proveer un porcentaje de deshidratación del 100% del agua libre.

- Se asumió un diámetro de partícula de crudo de 220 micrones, considerando que los separadores API dispuestos en la planta de tratamiento de agua permiten la separación de gotas de crudo menores de 150 micrones.
- Por prácticas de ingeniería inicialmente se fijó un tiempo de residencia mínimo para el agua igual a 20 minutos, verificando que éste siempre sea 20% mayor al tiempo de flotación de la gota de crudo.
- Se consideró entre el tope del recipiente y el nivel de interfase crudo-gas una distancia mínima de 1,5 pies, para cumplir con lo establecido por la norma MDP PDVSA-03-S-03, en cuanto a los requerimientos para la implantación de la malla separadora de gotas.

h) Tratador térmico (Aplica para la opción 4)

- Se estableció una relación L/D igual a 5; valor escogido según prácticas de ingeniería.
- Según prácticas de ingeniería se establece un tiempo de residencia de crudo mínimo de 30 minutos, verificando que éste siempre sea mayor al tiempo de sedimentación de la gota de agua.
- El flujo de calor por unidad de área de cada tubo de fuego debe ser menor a 15.000 BTU/h-pie².

3.4.2 Dimensionamiento de los sistemas de transporte y disposición de fluidos de las opciones consideradas

Para el cumplimiento de este objetivo se utilizó el paquete de simulación Pipephase, con el cual se determinaron las dimensiones de las redes de tuberías,

longitudes, diámetros, presiones requeridas, entre otros. Esta simulación es una herramienta de cálculo poderosa para el diseño, análisis y optimización de gran variedad de sistemas de flujo, el cual se basa en modelos matemáticos tradicionales y métodos como el balance de presiones, que describen el flujo de fluidos y la transferencia de calor de los mismos.

Premisas y criterios utilizados para la simulación

Los criterios utilizados aplicando las diferentes operaciones establecidas en el simulador Pipephase fueron los siguientes:

- Se utilizó como referencia la norma PDVSA L-TP1.5 para el Cálculo hidráulico de tuberías y la PDVSA documento N° 60616.1.024 para el dimensionamiento de tuberías de proceso.
- La presión de operación de los equipos que integran el COES es de 75 lpcm, por lo que la presión de llegada de la mezcla multifásica debe ser ligeramente mayor y por ende se consideró 80 lpcm.
- El crudo diluido de la opción 4 es enviado al Centro Operativo Morichal (COMOR), a través de un enlace con un troncal existente que requiere de 80 lpcm en el punto de conexión para llegar a COMOR con la presión requerida por los tanques allí ubicados.
- La longitud de la tubería desde las bombas hasta el COES es de 16,15 km y se asume un 20 % de longitud adicional para considerar el efecto de válvulas, accesorios y perfil topográfico, dando una distancia total de 19,380 km.
- La longitud de la tubería desde las bombas hasta el cruce donde se conectará con una ya existente para enviar hasta COMOR es de 6,15 km

aproximadamente, y asumiendo el mismo 20 % de longitud equivalente la distancia total es de 7,380 km.

- Para la simulación del troncal de agua se tomó en cuenta que ésta ha sido previamente tratada en una planta de tratamiento físico-químico (PTFQ), y se considera que la zona de inyección se encuentra cercana a los 6 km aproximadamente, que tomando en cuenta el porcentaje de longitud equivalente esta resulta igual a 7.2 km. La presión estimada en los pozos inyectoros es de 1400 lpca.
- Se verificó que en los reportes obtenidos en las simulaciones la velocidad de los fluidos fuese menor a la velocidad para servicio continuo, la cual según la norma PDVSA documento N° 60616.1.024 se determina con la siguiente expresión: $v_{sc} = 100 / \sqrt{\rho}$. (3.1)
- La tubería asociada a cada opción de proceso se dimensionó considerando que la descarga de las bombas tanto multifásica como convencional no exceda los parámetros ANSI 300 (675 lpcm a 110°F).

3.4.3 Selección del sistema de separación que se implementará

Para realizar la selección del sistema a ser implementado se elaboró una matriz de evaluación, en la que se consideraron una serie de aspectos como las condiciones operacionales, disponibilidad de equipos, tecnologías, espacio disponible, costos asociados, entre otras; con la finalidad de establecer un patrón de comparación y así evaluar la opción más favorable.

3.4.3.1 Criterios y premisas consideradas

- **Costos asociados:** en este aspecto se resaltaron los costos de inversión, pues cada opción tiene asociada una que dependió del número de equipos requeridos y las dimensiones de los mismos.
- **Flexibilidad operacional:** en este parámetro se mostró la posibilidad que presenta cada opción para continuar realizando el proceso al modificar las condiciones de operación normal, que se puede conseguir con equipos de respaldo, capacidad de almacenamiento o sobre-diseño en el sistema.
- **Potencia requerida:** este criterio fue fundamental para conocer cuál de las opciones propuestas evita, en su mayor proporción, el consumo de la energía eléctrica, esto tomando en cuenta las constantes fallas eléctricas que se han presentado a nivel nacional.
- **Eficiencia del proceso de separación:** este parámetro fue de vital importancia, pues se evaluó cuál de las opciones planteadas proporciona el mejor tratamiento a los fluidos producidos.
- **Área requerida:** en este aspecto se consideró el espacio o área requerida para la instalación de la opción en estudio, tomando en cuenta las posibles áreas que requieran tramitar su permiso o afectación.
- **Aspectos de seguridad y ambiente:** en este factor, se estudiaron las posibles consecuencias ambientales, de higiene y seguridad en la instalación, para garantizar un nivel adecuado de protección a personas en primera instancia, a instalaciones existentes, propiedades de terceros y el medio ambiente.
- **Tiempo de implantación:** correspondió al lapso de tiempo necesario, comprendido desde el inicio de la construcción hasta la puesta en marcha de los equipos.
- **Complejidad operacional:** en este parámetro se mostró la dificultad que cada proceso presenta al momento de su operación. Cada sistema presenta

diferencias en su operación normal que hacen que sean complejas en mayor o menor medida y que debieron tomarse en cuenta al momento de seleccionar la opción más viable.

- **Experiencia con el proceso:** se consideró la experiencia previa de la empresa en la implantación de los procesos planteados. Incluyendo el contacto con los fabricantes y los proveedores de la materia prima requerida por cada sistema.

3.4.3.2 Opciones consideradas

Opción 1: Recolección directa hasta el COES

Esta opción contempla sólo el uso de bombas multifásicas para transferir el flujo de los pozos hasta el COES. Implica las siguientes ventajas y desventajas:

Ventajas

- Menor cantidad de equipos.
- No requiere una separación previa de los fluidos.
- No se requieren tanques de almacenamiento, porque ellas permiten bombear los fluidos directamente desde el troncal de recolección.

Desventajas

- La empresa PDVSA Petrodelta, S.A. no tiene experiencia en la operación de este tipo de bombas.
- Son costosas y su procura es internacional, por lo que complica los tiempos de entrega.

- Presentan mayor dificultad en la operación y mantenimiento que las bombas convencionales.
- Requieren un sistema de enfriamiento y altos requerimientos de energía eléctrica.

Opción 2: Separación de gas y bombeo hacia el COES

Este proceso consiste en una separación bifásica, almacenamiento y bombeo de líquidos y disposición segura del gas, por lo que requiere un mayor número de equipos que la opción anterior, entre los que se encuentran separadores, tanques, bombas, entre otros.

Ventajas

- Permite el uso de bombas convencionales para la transferencia de los fluidos.
- Permite disponer de gas en la zona sur del campo para usar como combustible.

Desventajas

- Requiere un sistema de disposición de gas (KOD y Mechurrio).
- Necesita la construcción de tanques de almacenamiento para bombear los fluidos.
- El crudo debe enviarse hasta el Centro Operativo El Salto (COES) para su tratamiento.

Opción 3: Separación de gas y deshidratación parcial del crudo

En este caso se pretende someter a los fluidos a una separación trifásica, lo que implica las siguientes ventajas y desventajas:

Ventajas

- Al separar el agua libre la tubería de transferencia de crudo es de menor diámetro.
- Permite disponer de gas en la zona sur del campo para usar como combustible.
- Permite el uso de bombas convencionales para la transferencia de los fluidos.

Desventajas

- Necesita un sistema para la disposición de agua que incluye tratamiento, tanques, bombas, tuberías y pozos inyectores.
- Requiere el sistema para la disposición de gas.
- El crudo debe enviar al Centro Operativo El Salto (COES) para llevar a especificación.

Opción 4: Separación de crudo hasta especificación y envío a COMOR

Este proceso consiste en llevar el crudo a especificación directamente en la zona Sur, por ende es la opción que necesita mayor número de equipos para llevar a cabo su función. A continuación se mencionarán algunas ventajas y desventajas ligadas directamente a este proceso.

Ventajas

- Se obtiene un crudo en especificación que se puede enviar directamente al Centro Operativo Morichal (COMOR), que es la sede encargada de enviar el crudo al los patios tanques.
- Permite disponer de gas en la zona sur del campo para usar como combustible.
- Permite el uso de bombas convencionales para la transferencia de los fluidos.

Desventajas

- Es la opción que requiere mayor número de equipos.
- Necesita los sistemas de disposición de agua y gas.
- Requiere mayor consumo de diluyente en la zona sur.

3.4.3.3 Metodología aplicada

Se presentaron las diferentes opciones para el sistema de separación y transporte de los fluidos, analizando sus ventajas y desventajas. Seguidamente se establecieron los criterios de selección y se describió su relación con el sistema. Por último se elaboró la matriz de evaluación, asignando a cada criterio un peso relativo y definiendo la opción más favorable. La ponderación de los criterios, se logró comparando cada uno con el resto, en grado de importancia, como se muestra en la Tabla N° 3.2.

Tabla N° 3.2. Grado de importancia de los criterios a ser evaluados

Muy Importante	Importante	Poca Importancia
3	2	1

Basado en la tabla anterior, se realizó el siguiente procedimiento, si se deseaba comparar el parámetro A (Costos asociados) y B (Flexibilidad operacional) , y se consideró que el parámetro A es mucho más importante que el B, se calificó el primero como “3A”, donde tres (3) indica el grado de importancia, y “A” indica el parámetro favorecido. De esta manera, se compararon todos los factores; una vez logrado esto, se sumaron los puntos obtenidos por cada factor. Finalmente, se calculó el peso porcentual de cada parámetro, dividiendo el puntaje obtenido por el parámetro (en la ponderación), entre la sumatoria de los puntajes obtenidos por todos los parámetros (en base 100).

Ya ponderados los factores, se evaluó el comportamiento de las opciones (1, 2, 3 y 4) frente a los diferentes criterios definidos para la evaluación. Es decir, se estudió y asignó peso a las ventajas y desventajas que presentan las opciones al ser comparadas con cada uno de los factores de estudio. El peso dado a cada opción según los factores, se determinó según el cumplimiento o no del mismo (Ver Tabla N° 3.3).

Tabla N° 3.3. Ponderación de cada opción con respecto a cada factor

Excelente	Muy Bueno	Bueno	Regular	No Satisface
5	4	3	2	1

3.4.4 Desarrollo de la conceptualización asociada a las facilidades de producción de la zona Sur del Campo El Salto

Una vez realizado el dimensionamiento y selección del sistema que se implementará, se procedió a elaborar una serie de productos de ingeniería entre los cuales se tiene: la lista de equipos donde se especifican las principales dimensiones de las unidades que conforman el proceso seleccionado, el Diagrama de Flujo de Proceso (DFP), en el cual se establece la secuencia de equipos que conforman el proceso seleccionado, incluyendo sus principales dimensiones, características y las propiedades de las corrientes que al igual que el balance de masa y energía se obtuvo mediante la simulación del proceso. A su vez, se realizó la descripción del proceso, con el fin de explicar más a detalle toda la operación que se lleva a cabo en el manejo de la producción total.

Mediante un estimado de costos clase V, se obtuvo la inversión preliminar que requiere el sistema de proceso seleccionado para que pueda ser construido e implementado en el campo. También se elaboró el plano de ubicación, donde se establece la distribución relativa de los equipos diseñados, lo cual es especialmente útil para la realización de estudios preliminares de seguridad y determinación de distancias entre equipos.

3.5 TÉCNICAS E INSTRUMENTOS DE RECOLECCIÓN

3.5.1 Técnicas

Para lograr el cumplimiento de la investigación planteada se hizo el uso de las siguientes técnicas para la recolección de datos:

- **Revisión documental o citas bibliográficas:** para desarrollar esta investigación fue necesario consultar material bibliográfico, contenidos en documentos referentes al tema de estudio, tal como: proceso de separación, separadores, diseños, transporte, simuladores de proceso, entre otras.
- **Asesoría:** se requirió consultar al personal que labora en la empresa, tanto de la Gerencia PID El Salto como la Gerencia de infraestructura.
- **Observación:** esta actividad permitió recoger información directa del campo, con la finalidad de obtener todos los datos necesarios para seleccionar los equipos más adecuados. Así como también, tener una perspectiva sobre el espacio disponible para la instalación de dichos equipos.

3.5.2 Instrumentos

- **Microsoft Office:** sistema operativo que posee aplicaciones como el procesador de palabras Word, la hoja de cálculo Excel, Power Point, entre otras.
- **Simulador de procesos HYSYS:** es un simulador usado para determinar las propiedades y condiciones de los fluidos en las distintas etapas de un proceso.
- **Simulador PIPEPHASE:** es un simulador hidráulico usado para realizar el dimensionamiento de tuberías, redes de tuberías, análisis nodal, caída de presión y pérdidas de calor en tuberías.

3.6 RECURSOS

3.6.1 Recursos humanos

Para la elaboración de este proyecto se contó con el apoyo del personal que labora en la empresa Petrodelta, S.A. tanto de la Gerencia PID del Salto, como de la Gerencia de Infraestructura. Además, de la asesoría prestada por parte del personal académico de la Escuela de Ingeniería de Petróleo de la Universidad de Oriente, Núcleo de Monagas.

3.6.2 Recursos bibliográficos y tecnológicos

Se contó con material bibliográfico tales como: normas, manuales de diseño, manuales operacionales, informes técnicos, presentaciones de PDVSA. Así como también, equipos de oficina como: computadoras, impresoras, fotocopadoras, programas de simulación como el HYSYS y PIPEPHASE, entre otros.

3.6.3 Recursos financieros

El financiamiento correspondiente a la investigación estuvo a cargo de la empresa PDVSA Petrodelta, S.A. durante el tiempo establecido para el desarrollo del proyecto.

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

4.1 DISEÑO PRELIMINAR DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES REQUERIDOS PARA CADA OPCIÓN DE PROCESO

En el diseño preliminar de cada uno de los equipos se requirieron una serie de datos, los cuales en su gran mayoría fueron obtenidos de la simulación realizada en el paquete Hysys, y otros asumidos según prácticas de ingeniería, a continuación se mostrarán las dimensiones calculadas para cada uno de los equipos estudiados.

4.1.1 Separador Bifásico

La siguiente tabla reúne las principales dimensiones del separador bifásico.

Tabla N° 4.1. Especificaciones obtenidas en los cálculos del separador bifásico

RESULTADOS			
Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Número de equipos	N_T	4	-
Velocidad Crítica del Gas	v_c	8,266	pie/s
Velocidad de Diseño del Gas	v_g	6,613	pie/s
Área requerida para Gas en el separador	A_{gr}	0,345	pie ²
Cálculo de las dimensiones del Separador			
Volumen de retención del líquido	V_r	665,622	pie ³
Longitud Calculada	L_{calc}	31,680	pie
Díametro Calculado	D_{calc}	6,340	pie
Díametro Especificado	D_{esp}	6,420	pie
Longitud Especificada	L_{esp}	32,000	pie
Relación L/D Especificada	L/D_{sup}	4,990	-
Comprobación			
Área del Separador	A_s	32,340	pie ²
Área disponible para Gas en el separador	A_g	10,780	pie ²
Área disponible para Líquido en el separador	A_l	21,560	pie ²
Tiempo de retención de líquido calculado	t_{re}	310,930	s
Cálculo del nivel de líquido			
A* del gas	A^*_{gas}	0,333	-
R* del gas	R^*_{gas}	0,365	-
h del gas desde el tope hasta el nivel normal	h_{gas}	2,342	pie
Nivel Normal de Líquido	N_{NL}	4,075	pie

El diseño del separador bifásico dio como resultado un diámetro comercial de 6,42 pies y una longitud de 32 pies, cumpliendo además con las normativas presentadas en la MDP PDVSA-03-S-03. En particular, la norma establece que la altura mínima entre el nivel alto-alto de líquido y la malla sea de 1 pie para prevenir un salpiqueo excesivo en la malla, mientras que en el diseño, dicha distancia corresponde a 1,845 pie.

Durante el dimensionamiento tal y como se aprecia en la tabla N° 4.1, se realizó la respectiva comprobación para determinar si dichas dimensiones son las adecuadas para que ocurra una separación efectiva, la cual se efectuó comparando el área disponible para el gas ($10,78 \text{ pie}^2$) con la requerida ($0,333 \text{ pie}^2$), dando como resultado para este caso un área más que suficiente para el manejo de esta fase.

4.1.2 Separadores Trifásicos

Las opciones 3 y 4 involucran el uso de este tipo de equipos, y sus principales dimensiones se muestran en las siguientes tablas:

Tabla N° 4.2. Principales dimensiones del separador trifásico para la opción 3

RESULTADOS			
Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Número de equipos	N_T	2	-
Diámetro Calculado	D	13	pie
Longitud Calculada	L	78	pie
Área del Separador	A_T	132,73	pie^2
Altura interfase Crudo-Gas	h_{F-Bc-a}	1,5	pie
Altura normal interfase Crudo-Agua	h_{F-Nc-a}	5,0	pie
Altura de la interfase Crudo-Gas	h_{C-G}	11,5	pie
Comprobación			
Área requerida para el gas	A_{gr}	0,568	pie^2
Área disponible para el gas	A_{gd}	8,482	pie^2
Tiempo de residencia del crudo	t_r	24,18	min
Tiempo de flotación de la gota de crudo	t_{fc}	20,00	min

Tabla N° 4.3. Dimensiones básicas del separador trifásico para la opción 4

RESULTADOS			
Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Número de equipos	N_T	1	-
Díametro Calculado	D	13	pie
Longitud Calculada	L	78	pie
Área del Separador	A_T	132,73	pie ²
Altura interfase Crudo-Gas	h_{F-Bc-a}	2,0	pie
Altura normal interfase Crudo-Agua	h_{F-Nc-a}	7,5	pie
Altura de la interfase Crudo-Gas	h_{C-G}	11,5	pie
Comprobación			
Área requerida para el gas	A_{gr}	1,155	pie ²
Área disponible para el gas	A_{gd}	8,482	pie ²
Tiempo de residencia del crudo	t_r	20,77	min
Tiempo de flotación de la gota de crudo	t_{fc}	15,79	min

Se observa que para ambos casos se obtienen dimensiones comerciales iguales, que cumplen al igual que en el separador bifásico con la distancia mínima requerida para los internos del equipo, en especial a los requerimientos necesarios para la colocación de la malla separadora de gotas, según lo establecido por la norma MDP PDVSA-03-S-03. Además, tal y como se aprecia en las tablas N° 4,2 y 4,3 los equipos están sobre-diseñados, pues disponen de un área para el gas de 8,482 pie² que resulta mucho mayor a la requerida, la cual es de 0,568 pie² y 1,155 pie² respectivamente.

Un criterio operacional indispensable para el diseño de este tipo de equipos, tal y como se aprecia en las tablas anteriores, es que el tiempo de residencia del agua sea 20% mayor al tiempo de floculación de la gota de crudo, para asegurar la correcta separación según prácticas de ingeniería.

La razón por la cual se requiere mayor número de equipos para tratar los fluidos correspondientes a la opción 3, a pesar de que se maneja mayor caudal en la opción 4, es porque la diferencia de densidad de los fluidos a separar es mucho menor que en el caso 4 y es más difícil separar la gota de crudo de la fase acuosa, por lo que se

necesita mayor tiempo de residencia del agua para que ocurra la separación, y por ende dimensiones más grandes o mayor número de equipos.

4.1.3 Tratador térmico

Las dimensiones obtenidas para esta unidad se presentan en la siguiente tabla:

Tabla N° 4.4. Dimensiones del tratador térmico

RESULTADOS			
Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Número de equipos	N_T	3	-
Díametro Calculado	D_{calc}	12,0	pie
Longitud Calculada	L_{calc}	60,0	pie
Área del Separador	A_s	113,10	pie ²
Altura interfaseCrudo-Gas	h_{C-G}	11,4	pie
Altura normal interfase Crudo-Agua	h_{C-A}	3,6	pie
Número de tubos de fuego	N_{tf}	2	-
Díametro del tubo de fuego	D_{tf}	24,0	pulg
Longitud del tubo de fuego	L_{tf}	80,0	pie
Comprobación			
Tiempo de residencia del crudo	t_{rc}	85,231	min
Tiempo de sedimentación de la gota de agua	t_{sa}	73,888	min
Flujo de calor por unidad de área de cada tubo de fuego	q^*	13,204	BTU/h-pie ²

El diseño de este equipo se basó principalmente en el tiempo de residencia con el cual debe contar el crudo para la separación eficiente del agua emulsionada. Este tiempo dependió del área que ocupa cada fase y por ende de las alturas especificadas para cada interfase, las cuales tal y como se aprecian en la tabla N° 4.4 fueron escogidas arbitrariamente, pero siempre cuidando de que el área que ocupa la fase más crítica (en este caso el crudo) sea mayor, para garantizar un tiempo de residencia aceptable.

Luego de una serie de iteraciones basadas en los criterios mencionados anteriormente, se obtuvo que tres unidades son las adecuadas para el tratamiento eficiente de los fluidos producidos, pues cuentan con un tiempo de residencia para el

crudo mayor al tiempo de sedimentación de las gotas de agua, lo que garantiza que las dimensiones y alturas de cada interfase son adecuadas para que ocurra la separación de las fases.

Otro aspecto de vital importancia en este tipo de equipos es el diseño del tubo de fuego, que es el responsable de suministrar el calor requerido para calentar la mezcla hasta una temperatura determinada y por ende que ocurra la separación de la misma. En este caso se obtuvieron dos tubos de 24 pulgadas de diámetro por 80 pies de longitud, pues cumplen con la premisa de que el flujo de calor por unidad de área de cada uno debe ser menor a 15.000 BTU/h-pie².

4.1.4 Sistema de disposición segura del gas

Todos los casos estudiados tienen la misma producción de gas por lo que fue posible diseñar un sistema en común para la disposición segura de esta fase, el cual tiene asociado los siguientes equipos:

➤ **Despojador de líquido**

Las dimensiones obtenidas para este equipo se muestran a continuación:

Tabla N° 4.5. Diseño óptimo generado para el despojador de líquido

RESULTADOS			
Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Número de equipos	N_T	1	-
Díametro Calculado	D_{calc}	2,5	pie
Longitud Calculada	L_{calc}	8,0	pie
Área total calculada	A_t	4,909	pie ²
Nivel bajo bajo de líquido	N_{BBL}	0,75	pie
Nivel bajo de líquido	N_{BL}	0,90	pie
Nivel alto de líquido	N_{AL}	1,65	pie

En el dimensionamiento del despojador se parte de las propiedades para el mayor flujo de alivio de líquido, de gas y de los datos obtenidos a partir del simulador de procesos Hysys. Debido a la baja cantidad de gas y por ende al bajo arrastre de líquido se obtuvieron dimensiones relativamente pequeñas que son características de este tipo de equipos.

Siguiendo prácticas de ingeniería fueron calculados los niveles de operación bajo y alto, los cuales son fundamentales ya que este tipo de unidades opera en base a ellos, pues cuenta con bombas de recirculación de crudo que se activan al alcanzar su nivel alto, con el fin de evacuar todo el líquido acumulado transfiriéndolo nuevamente al proceso y se desactivan al llegar al nivel bajo de líquido.

El nivel bajo-bajo se determinó según lo estipulado en la norma PDVSA MDP-03-S-03 y corresponde a un nivel de seguridad, ya que en caso de existir alguna contingencia se pueden cerrar las válvulas manualmente, para evitar un arrastre de gas en la corriente de líquido que sale del equipo.

➤ **Mechurrio**

Los parámetros calculados para este equipo se muestran a continuación:

Tabla N° 4.6. Dimensiones básicas obtenidas para el mechurrio

RESULTADOS			
Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Número de estacas	N_T	1	-
Diámetro de la estaca	D	0,5	pie
Altura del mechurrio calculada	H_C	43,64	pie
Altura del mechurrio especificada	H_{esp}	49,21	pie
Distancia horizontal segura	R	153,05	pie
Distancia horizontal segura especificada	R_{esp}	196,85	pie

Dentro de las dimensiones básicas de este tipo de equipos se encuentra el diámetro requerido en el tope del mechurrio o “tip”, que depende principalmente de la cantidad de gas a ser quemado, para este caso fue de 6 pulg que resulta bastante pequeño; Sin embargo, este valor se justifica pues esta unidad manejará tan solo 3,5 MMPCED.

Basado en la premisa de que la máxima radiación permisible en la base del mechurrio es de 1500 BTU/h-pie^2 , pues permite un tiempo de escape de 16 segundos, fue calculada la altura del mismo, tal y como se muestra en la tabla N° 4.6 ésta fue de 43,64 pie; Sin embargo, fue especificada en 49,21 pie equivalente a 15 m, pues para este tipo de equipos es la altura mínima que establece la norma PDVSA 90616.1.021 por razones de seguridad.

La distancia horizontal segura, que se refiere a la mínima que debe existir entre el mechurrio y cualquier otra instalación, es de 153,05 pie (49m), pero según lo que establece la norma API Standard 521 cuando la zona de radiación es menor a 60 m (196,9 pie) se considera una distancia igual a este valor, a fin de asegurar un nivel de radiación seguro (440 BTU/h-pie^2) que permita la exposición por un tiempo indefinido sin generar lesiones al personal de la estación.

4.1.5 Tanques de almacenamiento para cada sistema

A continuación se presentan los recipientes diseñados para cada sistema de proceso, observándose que para la opción 2 se requirieron equipos capaces de almacenar la mezcla de crudo y agua, en el caso 3 se almacena por separado el crudo húmedo del agua libre, y para el caso 4 se necesitan recipientes que almacenen de forma independiente al igual que la opción anterior el crudo en especificación del agua total separada.

Tabla N° 4.7. Tanques de almacenamiento de los fluidos para cada opción de proceso

Resultados	Símbolo	Opción 2	Opción 3		Opción 4		Unidad
		Fluido Multifásico	Crudo Húmedo	Agua	Crudo en Especificación	Agua	
Número de tanques	N_T	2	1	2	1	2	tanques
Capacidad de Diseño	V_D	34.810	29.944	19.173	53.757	23.876	BLS
Capacidad de operación	V_O	28.483	24.953	15.978	44.797	19.987	BLS
Altura (API 650)	H_T	40	48	24	32	32	pie
Diámetro (API 650)	D_T	80	70	90	120	80	pie
Capacidad Neta (API 650)	V_N	35840	32.928	27.216	64.512	28.672	BLS
Temperatura de Diseño	T_D	160	160	160	161	160	°F
Nivel Muy Bajo	N_{BBL}	4	4	4	4	4	pie
Nivel Bajo	N_{BL}	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5	pie
Nivel Muy Alto Calculado	N_{AALC}	38	46	22	30	30	pie
Nivel Muy Alto Establecido	N_{AAL}	38	46	22	30	30	pie
Nivel Alto	N_{AL}	37,5	45,49	21,5	29,5	29,5	pie
Capacidad Útil	V_U	29.544	28.095	19,262	50.359	22.380	BLS
Altura de rebose (API 2350)	H_R	38,5	46,5	22,5	30,5	30,5	pie
Diámetro de boquilla de alimentación	D_A	13,03	12,19	9,76	11,55	10,89	pie
Diámetro especificado		16	12	12	10	12	
Diámetro de boquilla de descarga	D_D	13,08	12,19	9,85	11,61	10,95	pie
Diámetro especificado		16	12	12	10	12	
Volumen Muerto	V_M	17,568	14,675	29,225	21,939	21,939	%

El caudal de fluido a ser manejado en los tanques varía entre una opción y otra, debido principalmente al tipo de separación realizada y a la cantidad de diluyente que le fue agregado a cada sistema para aumentar la gravedad API, y así garantizar que el crudo pueda ser transportado a destino sin requerir altas presiones de transferencia. Tanto para la opción 2 como para la 3 al crudo se le agregó diluyente hasta que éste alcanzara 12 °API; sin embargo, en la opción 4 el crudo fue llevado a especificación, es decir, a 16 °API, lo que se traduce en mayor caudal y por ende la capacidad requerida para los tanques se incrementa.

Se puede observar que para cada tanque las dimensiones fueron escogidas de manera que se mantuviera mayor diámetro que altura, para favorecer la estabilidad del equipo en caso de un sismo. El número de tanques escogidos dependió

principalmente del caudal que almacenarán y del tiempo de residencia en el mismo, que para todos los casos fue de 12 horas, a excepción de la opción 4 donde se especificaron 24 horas para poseer mayor tiempo de almacenaje en caso de presentarse alguna anomalía, ya sea en los tramos de tubería o en el centro de recolección COMOR. Por facilidades de construcción e instalación se escogieron tanques que almacenaran entre 20.000 y 60.000 BLs aproximadamente.

Los niveles de operación de los tanques fueron calculados principalmente para determinar la capacidad útil del tanque, que debe ser mayor que la de operación para garantizar que éste sea capaz de manejar los fluidos eficientemente, por esto para obtener los resultados finales que se observan en la tabla N° 4.7 fue necesario realizar una serie de iteraciones, hasta determinar los diámetros y alturas más adecuados.

En la tabla N° 4.7 se aprecia que el volumen muerto, el cual se refiere al volumen de fluido que no puede ser extraído del tanque, como por ejemplo el que se encuentra por debajo de la boquilla de descarga del mismo o por encima del nivel muy alto de líquido, se encuentra en el orden del 15 al 30 % para todos los casos, lo que resulta un valor aceptable según las prácticas de ingeniería seguidas por Petrodelta. También se observa que las boquillas tanto de alimentación como de descarga, fueron especificadas teniendo en cuenta que en el mercado se encuentran es de 8 pulg, 12 pulg, 16 pulg entre otras, por lo que se aproxima al inmediato diámetro superior.

Cabe destacar que no existe una norma que proporcione el procedimiento de cálculo para tanques, por lo que se siguen prácticas de ingenierías como base para asumir algunos valores, y una recopilación de información para plantear un procedimiento de cálculo.

4.1.6 Bombas de transferencia convencionales y multifásica

El diseño de las bombas y de los tanques de almacenamiento fue realizado paralelamente pues uno depende del otro. Esto con el fin de garantizar que el sistema sea capaz de almacenar y bombear los fluidos lo más eficientemente posible. A continuación se mostrarán las dimensiones calculadas para el sistema de bombeo de cada una de las opciones estudiadas:

Tabla N° 4.8. Bombas multifásicas y convencionales para cada opción de proceso

Resultados	Símbolo	Opción 1	Opción 2	Opción 3		Opción 4		Unidad
		Multifásico	Crudo y Agua	Crudo Húmedo	Agua	Crudo en Especificación	Agua	
Caudal de flujo volumétrico máximo	Q_T (máx)	216860	113811	49784,45	63911	44623,25	79586	BPD
		6325	3319	1452	1864	1302	2321	gpm
Número de bombas operativas	N_{BO}	1	5	3	5	2	5	bomba
Caudal de flujo volumétrico por bomba	Q_{UB}	216860	22762	16595	12782	22312	15917	BPD/bomba
		6325	664	484	373	651	464	gpm/bomba
Caudal nominal de la bomba	Q_{NB}	6350	670	485	380	660	470	gpm/bomba
Velocidad del fluido en la succión de la bomba	v_1	4,32	6,41	8,26	3,64	6,32	4,50	pie/s
velocidad del fluido en la descarga de la bomba	v_2	9,73	11,40	18,57	6,47	11,23	8,00	pie/s
Presión máxima de descarga del tanque de recibo	P_0 (máx)	-	30,28	23,38	-	26,30	-	lpca
Presión mínima de descarga del tanque de recibo	P_0 (mín)	-	15,78	15,77	-	15,73	-	lpca
Caída de presión en tuberías hasta la bomba	ΔP_{TB}	-	0	0	-	0	-	lpca
Presión máxima de succión de las bombas	P_1 (máx)	84,70	29,28	22,38	54,74	25,30	54,74	lpca
Presión mínima de succión de las bombas	P_1 (mín)	84,70	14,78	14,77	54,74	14,73	54,74	lpca
Cabezal Neto de Succión Positiva Disponible	$NPSH_D$	192,44	29,53	29,78	124,07	30,31	124,07	pie
Factor de seguridad del NPSH en servicios nuevos	FS	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	-
Cabezal Neto de Succión Positiva Especificado	$NPSH_E$	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00	pie
Presión de descarga de la bomba	P_2	364,70	581,00	453,10	1719,9	408,00	1607,9	lpca
Cabezal de velocidad en la succión de las bombas	H_{V1}	0,29	0,64	1,06	0,21	0,62	0,31	pie
Cabezal de velocidad en la descarga de las bombas	H_{V2}	1,47	2,02	5,36	0,65	1,96	0,99	pie
Requerimiento de cabezal de las bombas	H_B	647,02	1325,54	1038,57	3867,26	965,75	3607,26	pie
Presión máxima de descarga de las bombas	P_2 (máx)	420,70	708,75	548,37	2052,94	497,23	1918,54	lpca
Potencia hidráulica de la bomba	P_H	1037,34	221,34	124,03	369,18	151,43	425,91	hp
Potencia al freno de la bomba	P_F	1383,12	368,89	206,72	615,30	252,39	709,84	hp
Potencia eléctrica del motor de la bomba	P_E	1495,26	398,80	223,48	665,19	272,86	767,40	hp
Temperatura de diseño	T_D	160	161,3	162	160	162	160	°F

Las bombas dentro de las facilidades de superficie cumplen un papel importante, pues es el sistema que proporciona la energía suficiente para que los

fluidos sean transportados hasta su destino. Un diseño común del sistema es donde estos equipos son sobre-diseñados, de manera que al momento de una contingencia las bombas restantes puedan manejar la totalidad del caudal, y otro, como es este caso, en el que se especifica un número de bombas operativas y una de respaldo para cuando se requiera algún tipo de mantenimiento o para sustituir alguna que en su momento presente una falla y requiera ser reparada.

Se observa que para el diseño de las bombas de crudo se especificó una caída de presión total para la tubería que llega a la bomba igual a 0 lpc, compensando las pérdidas por fricción con diferencia de altura entre tanques y bomba, fundamentado principalmente en la norma PDVSA L-TP1.5 para el cálculo hidráulico de tuberías, que especifica que para este caso la caída de presión debe ser menor a 0,4 lpc, ya que la condición de succión de la bomba es crítica y mayores caídas de presión podrían causar cavitación y por ende daños en la bomba.

La presión mínima de succión de las bombas de crudo en todos los casos se observa que se encuentra por encima de la presión atmosférica (14,7 lpca), pues cabe destacar que a presiones menores la bomba estaría succionando en vacío, lo cual no es recomendable pues podría ocasionar daños al equipo.

Se aprecia que para las bombas de agua la presión de succión es mayor que para el caso del crudo, esto se debe a que el fluido previamente será tratado en una planta físico-química (PTFQ), la cual al finalizar su proceso descarga el agua a través de bombas reforzadoras hacia las de transferencia a una presión de 54,74 lpca; esto principalmente para disminuir la posibilidad de que se origine la cavitación, ya que estos equipos generalmente son centrífugos y son más propensas a la formación de este fenómeno.

El diseño de la bomba involucra una serie de parámetros como la presión máxima de descarga, que corresponde a la máxima a la cual ésta puede operar para garantizar el correcto funcionamiento del equipo. Se puede apreciar que para la transferencia de agua es más alta que para la de crudo; esto se debe a que el agua debe ser transferida a pozos inyectores y por ende se requieren de presiones altas para lograr que el fluido sea inyectado a la profundidad óptima según estudios realizados a la formación. Otro parámetro involucrado es el cabezal neto de succión positiva disponible ($NPSH_D$) que debe ser calculado con sumo cuidado, pues un error puede causar cavitación. Por este motivo la norma PDVSA MDP 02-P-06 establece que a dicho valor debe aplicársele un factor de seguridad de 1,1 para procesos nuevos, para así garantizar el buen funcionamiento del equipo. Se puede observar que para todos los casos el valor de $NPSH_E$ es de 25,00 pie, esto debido a que la misma norma a la que se hizo referencia anteriormente especifica que para $NPSH_D$ calculados mayores a dicho valor se le debe establecer como máximo dicho valor.

Para el caso de la transferencia de agua se observa que el cabezal neto de succión positiva disponible es mayor, esto se debe a que este factor depende principalmente al diferencial de presión entre la presión de vapor (1,27 lpc para todos los casos) y la de la succión de la bomba, mientras mayor sea esta diferencia más alto es el $NPSH_D$.

La potencia requerida por cada bomba tal y como se muestra en la tabla N° 4.8 dependió principalmente de las caídas de presión registradas y de la presión de descarga requerida, por lo que para la transferencia de agua la potencia es mucha más alta, pues se requiere de presiones de descarga mayores para que el agua atraviese la formación y sea inyectada a la profundidad indicada, y para la transferencia del crudo es más baja, ya que los requerimientos de energía son menores pues el fluido solo debe ser transportado a un centro operativo para su ingreso a tanques de almacenamiento.

El diseño de la bomba multifásica de la opción 1 se realizó de igual forma que las bombas de transferencia de agua, pues la mezcla multifásica no proviene de un tanque de almacenamiento sino directamente de los pozos, la única diferencia en el diseño es que al caudal de flujo volumétrico máximo se le adicionó el caudal de gas expresado en volumen equivalente, es decir, lo que ocuparía si fuese líquido.

4.2 DIMENSIONAMIENTO DE LOS SISTEMAS DE TRANSPORTE Y DISPOSICIÓN DE FLUIDOS DE LAS OPCIONES CONSIDERADAS

Para dimensionar el sistema de transporte asociado a cada opción fueron necesarios una serie de datos, que se obtuvieron al igual que para el dimensionamiento de los equipos, de la simulación realizada en el Hysys, y estos en conjunto con las premisas especificadas en el marco metodológico fueron utilizados para realizar las simulaciones hidráulicas, las cuales se aprecian a continuación:

4.2.1 Simulación hidráulica de la transferencia de fluidos de la opción 1

En la siguiente figura se muestra la simulación hidráulica de la opción 1:

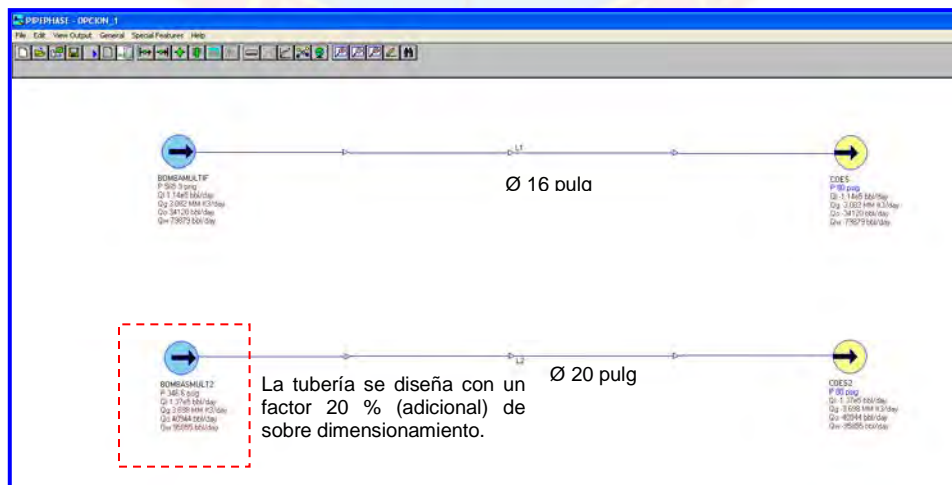


Figura N° 4.1. Transferencia del fluido multifásico de la opción 1.

Según lo que establece la norma PDVSA MDP-02-FF-03, para líneas fuera de planta se debe establecer una longitud adicional equivalente por accesorios comprendida entre 20% a 80%, para estas simulaciones según prácticas de ingeniería fue especificado un 20%, ya que este sobre-diseño es suficiente para predecir la caída de presión total que sufre la tubería. Además, también se le establece un 20% de sobre-diseño al caudal manejado con el fin de tener un margen de seguridad.

En la figura N° 4.1 se observa el cambio que sufre el diámetro de la tubería al tomarse en cuenta el sobre-diseño, resultando el troncal de tubería de 20 pulgadas el que cumple con todos los requerimientos estipulados.

Para verificar los resultados de las simulaciones hidráulicas, se utilizó una serie de parámetros que establece la norma PDVSA L-TP1.5 para el cálculo hidráulico de tuberías, la cual especifica que la máxima caída de presión en oleoductos debe ser de 4 lpc por cada 100 pies, y la velocidad máxima se encuentra entre 5 y 15 pie/s. En este caso se registró para toda la mezcla multifásica una velocidad entre 5,35 y 7,77 pie/s, que además de encontrarse en el rango establecido es menor a la velocidad máxima recomendada para diseño de servicios continuos (Norma PDVSA 90616.1.024), que para este caso es de 13,49 pie/s, y una caída de presión entre 0,34 y 0,5 lpc por cada 100 pies, lo que cumple con lo establecido por la norma.

4.2.2 Simulación hidráulica de la transferencia de fluidos de la opción 2

En esta simulación también fueron utilizados los criterios presentados por las normas PDVSA MDP-02-FF-03 y PDVSA L-TP1.5, resultando el siguiente troncal de tubería:



Figura N° 4.2. Transferencia de los fluidos crudo y agua de la opción 2.

Al realizar la respectiva simulación resulta como el diámetro seleccionado 16 pulgadas, el cual es menor al calculado en el caso anterior, a pesar de tratarse del mismo tramo de tubería y el mismo caudal de líquido. Esto se debe a que esta opción contempla la separación previa del gas, liberando el área de la sección transversal de la tubería que ocupa esta fase.

A medida que se disminuye el diámetro en una tubería los fluidos registran velocidades más altas, por lo que para cumplir con las velocidades establecidas en la norma y cuidando de no tener presiones de descarga tan altas, se hicieron sensibilidades hasta obtener el diámetro que mejor se ajustara a lo señalado en dicha norma; tal como en este caso, en el cual se registran velocidades de 7,09 pie/s, una presión de descarga de 581 lpc y una caída de presión en el orden de 0,71 y 0,82 lpc por cada 100 pie, cumpliendo con los criterios establecidos. Además, la velocidad obtenida para este tramo de tubería también cumple con el límite establecido para servicios continuos, que para este caso resulta igual a 12,73 pie/s.

4.2.3 Simulaciones hidráulicas de la transferencia de fluidos de la opción 3

A continuación se presentan las simulaciones realizadas para este caso:

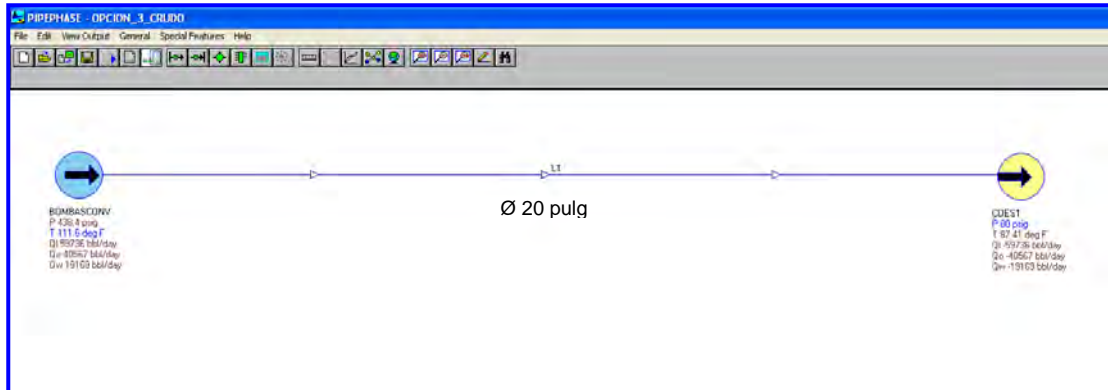


Figura N° 4.3. Transferencia del crudo húmedo de la opción 3.

En esta simulación se observa que al realizar las correspondientes sensibilidades el diseño más apropiado para esta opción es una tubería de 20 pulgadas de diámetro, a pesar de que la velocidad máxima arrojada en el reporte (2 pie/s) es menor a la mínima establecida en la norma PDVSA L-TP1.5 (5 pie/s); este resultado es permitido, porque al retirarle el agua libre al crudo, éste no posee sedimentos suficientes que puedan obstruir la tubería, que es una de los principales problemas que conlleva las velocidades bajas. Para este caso se podría utilizar una tubería de menor diámetro, pero implicaría una presión de descarga muy alta, por lo que por cuestiones económicas es recomendable mantener presiones de descarga lo más bajas posibles. Además, este troncal cumple con los criterios de caída de presión sugeridas por dicha norma, pues se encuentra entre 0,3 y 0,82 lpc por cada 100 pie.

Para el diseño de esta tubería se tomó en cuenta que la velocidad del fluido fuese menor a la velocidad para servicios continuos, que para este caso es de 12,77 pie/s, esto con el fin de minimizar los problemas de erosión en la línea de transferencia.

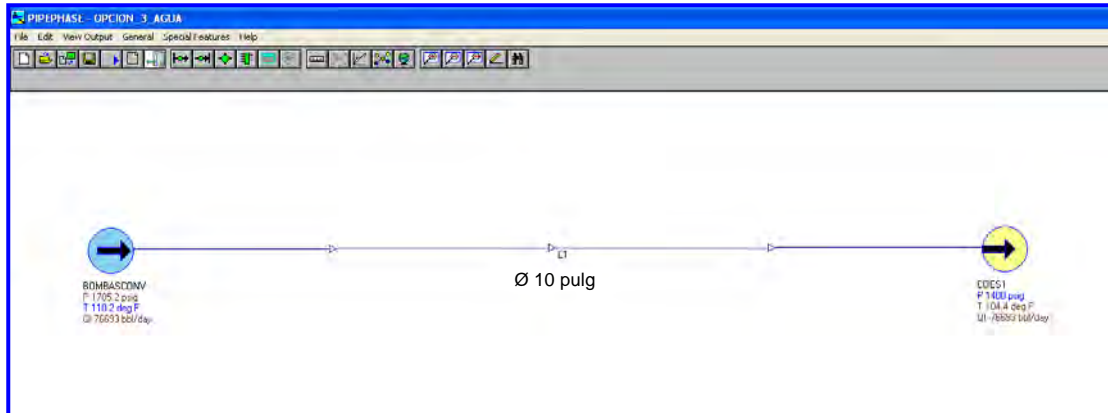


Figura N° 4.4. Transferencia del agua de la opción 3.

En esta simulación, al igual que para las que contempla la llegada a los respectivos centros operativos, también fue necesario asumir una presión de llegada ya que en esta zona aun no ha sido perforado ningún pozo, por lo que se tomó como referencia la presión que registra el pozo inyector del Campo Temblador, el cual cuenta con 1400 lpcm.

Para el caso de líneas de agua, la norma PDVSA L-TP1.5 también establece criterios de velocidad, con la diferencia que está referido por el diámetro de tubería que haya sido simulado. Para este caso, al realizar una serie de simulaciones la tubería más adecuada para la transferencia del agua es de 10 pulgadas, pues arroja una velocidad de 10,04 pie/s y una caída de presión de 1 lpc por cada 100 pies, lo que se ajusta a lo que establece la norma para un troncal de dicho diámetro, el cual debe contar con una velocidad entre 10-15 pie/s y una caída de presión máxima de 1,5 lpc por cada 100 pies. La velocidad del fluido registrada para este tipo de tubería también cumple con la premisa de que fuese menor a la velocidad para servicios continuos, que para este caso es de 12,70 pie/s.

4.2.4 Simulación hidráulica de la transferencia de fluidos del caso 4

En la siguiente figura se muestra la simulación de todas las tuberías asociadas al caso:

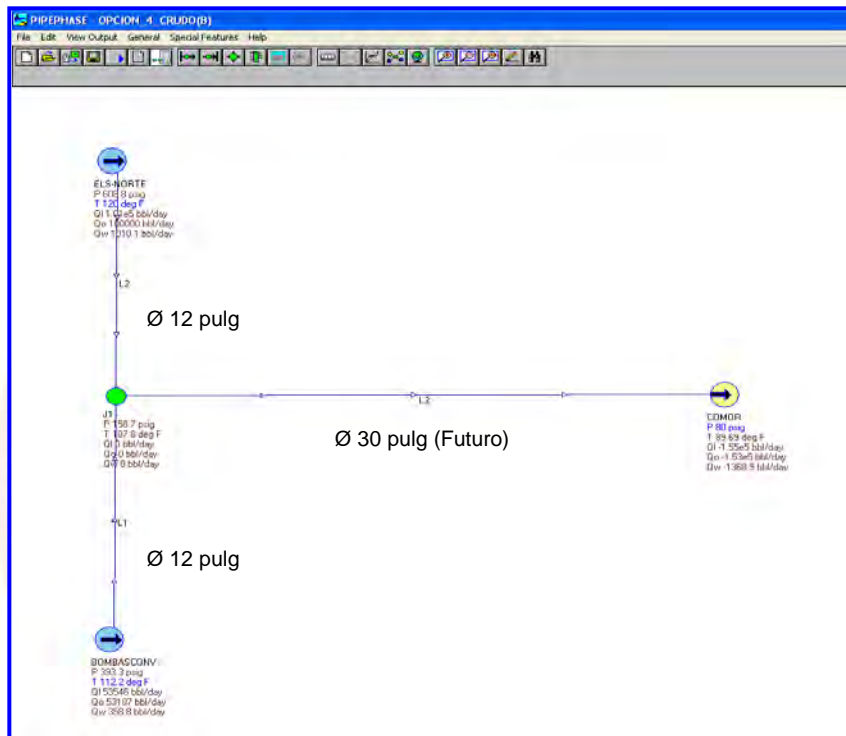


Figura N° 4.5. Transferencia del crudo en especificación de la opción 4.

En este caso fue necesario simular todo el sistema de transferencia para determinar las presiones pertinentes de descarga, tanto de la zona Norte como de la zona Sur, para que ambos caudales converjan a una misma presión en el punto de conexión. Cabe destacar que el troncal que se extiende desde el punto de convergencia hasta el Centro Operativo Morichal (COMOR) es de 10 pulgadas; sin embargo, ya se tiene estipulado cambiarlo por una tubería de 30 pulgadas, que será suficiente para transferir la producción total del Campo El Salto. En esta opción al igual que en el COES la presión de llegada a COMOR fue fijada en 80 lpcm, la cual

es suficiente pues en este centro el crudo que llega desde el Campo El Salto es almacenado temporalmente en tanques atmosféricos y luego es enviado al patio tanque PTO.

Luego de una serie de sensibilidades el troncal que mejor se ajusta es una línea de 12 pulgadas, pues registra una máxima caída de presión de 1 lpc por cada 100 pies y una velocidad de 4,55 pie/s, cumpliendo tanto con los criterios establecidos en la norma PDVSA L-TP1.5 en cuanto a la máxima caída de presión y velocidad permisible, como a los de la norma PDVSA 90616.1.024 que hace referencia a la velocidad para servicios continuos, que para esta mezcla es de 13,22 pie/s.

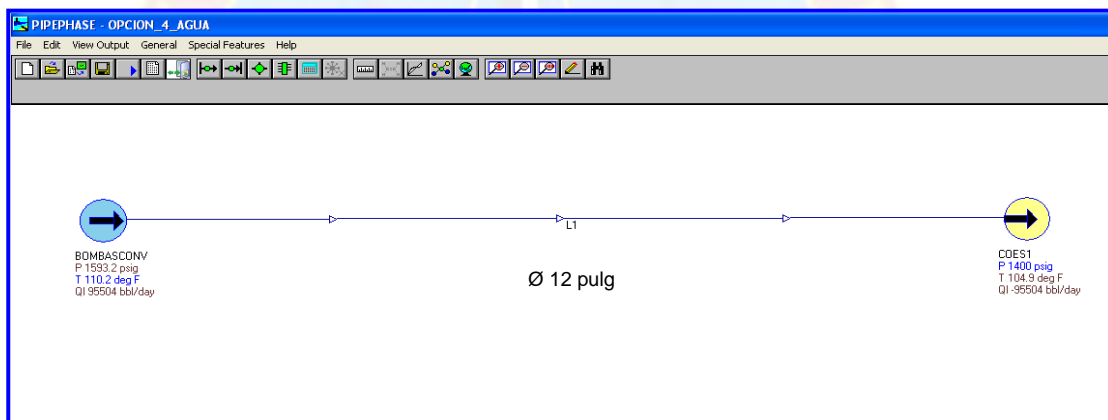


Figura N° 4.6. Transferencia del agua de la opción 4.

En esta simulación empleando los mismos criterios usados en la opción 3, se obtuvo un troncal de tubería de 12 pulgadas, siendo ligeramente mayor al diámetro de la opción anterior que fue de 10 pulgadas, pues este caso contempla la transferencia tanto del agua libre como el agua emulsionada. La velocidad registrada fue de 8,8 pies/s resultando menor a la velocidad para servicios continuos que para este caso es igual a 12,75 pie/s, y el diferencial de presión (ΔP) obtenido es de 0,8 lpc por cada 100 pies, ajustándose aproximadamente a lo establecido en la norma PDVSA L-TP1.5. En este caso la velocidad registrada es menor a la recomendada para una

tubería de 12 pulgadas que corresponde entre 10 y 14 pie/s. Sin embargo, este valor es aceptable pues el agua a transportar debe ser previamente tratada en una planta fisico-química, para dejarla en condiciones óptimas para inyección, es decir, con proporciones menores a 10 ppm tanto de crudo como de sólidos, por lo que no deberá contener sedimentos suficientes que puedan obstruir la tubería.

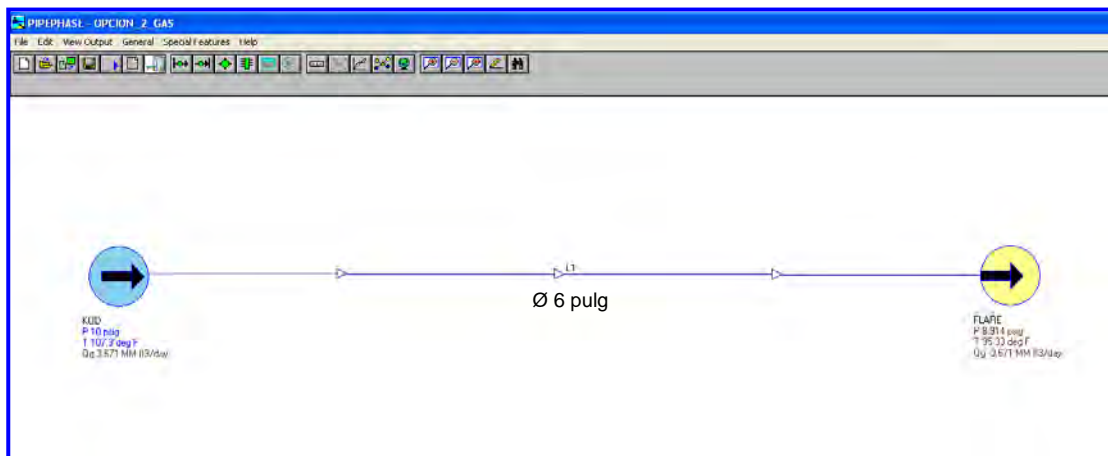


Figura N° 4.7. Transferencia del Gas hacia el Mechurrio.

Como se observa en la figura N° 4.7 para el caso de la transferencia del gas se realizó una sola simulación para todas las opciones, esto debido a que la producción de gas correspondiente a 3,5 MMPC es la misma para todos los casos.

Para las líneas de transferencia de gas se empleó como referencia la norma PDVSA 90616.1.024, la cual especifica que las velocidades típicas en las líneas de gases y vapor es entre 80 y 160 pie/s, con una caída de presión entre 0,5 y 2 lpc por cada 100 pies. Al realizar la simulación y aproximando los valores de los reportes a lo establecido por la norma, dio como resultado una velocidad entre 137,28 y 139,73 pie/s que resultan menor a la velocidad para servicio continuo que para el caso de esta fase es de 466,76 pie/s, y un diferencial de presión de aproximadamente 0,5 lpc por

cada 100 pies. Estos resultados son aceptables por lo que la línea de transferencia más apropiada es de 6 pulgadas, siendo suficiente pues la producción de gas es baja.

La longitud de la tubería dependió de la distancia horizontal segura, que se extiende desde el mechurrio hasta donde se puede instalar el KOD, que según los cálculos realizados en el objetivo anterior fue de 46 m. Sin embargo, se consideró 60 m ya que es la zona de radiación mínima que establece la norma API Standard 521 para la ubicación de equipos. Para efectos de la simulación se consideró una longitud de 72 m debido al 20% de sobre-diseño correspondiente a válvulas, accesorios y perfil topográfico.

Para todos los casos anteriores, se verifica que la presión de descarga para la transferencia de crudo (húmedo o en especificación) no supere las presiones límites soportadas por tuberías de ANSI #300, obteniendo un rango entre 364 y 581 lpca, mientras que para el caso de las líneas de inyección de agua el límite a soportar es ANSI #900 debido a que se requieren mayores presiones para la inyección, específicamente entre 1608 y 1720 lpca.

4.3 SELECCIÓN DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN QUE SE IMPLEMENTARÁ

El sistema de Separación y Transporte de fluidos que se implementará en la zona Sur del Campo El Salto se determinó mediante la técnica de Matrices de selección, considerando la importancia relativa de ciertos parámetros de evaluación comunes a las diferentes opciones, que permitió seleccionar la opción que presenta las mayores ventajas. Los resultados de dicha matriz se puede observar a continuación en la tabla N° 4.9.

Tabla N° 4.9. Matriz de evaluación para el sistema de separación y transporte.

CRITERIOS DE SELECCIÓN											
A	Costos de Inversión	A									
B	Flexibilidad Operacional	1B	B								
C	Potencia Requerida	2C	3C	C							
D	Eficiencia del Proceso de Separación	3D	3D	3D	D						
E	Área Requerida	2A	3B	3C	2D	E					
F	Aspectos de Seguridad y Ambiente	2F	2F	1F	1F	2F	F				
G	Tiempo de Implantación	2G	2B	2C	2D	1G	2F	G			
H	Tiempo de Procura	2H	2B	2C	2D	1H	2F	2H	H		
I	Experiencia con el Proceso	1I	1B	1C	3D	1I	2F	2I	2I	I	
FACTORES EVALUADOS											
	Resultados de la ponderación	2	9	13	18	0	14	3	5	6	70
	Peso (0 a 100)	2,9	13	18,6	25,7	0	20	4	7,1	8,6	
OPCIONES											
											Total
	N° 1. Recolección directa hasta el COES	5	2	4	1	5	3	4	1	1	232,9
	N° 2. Separación de gas y bombeo hacia el COES	4	3	3	2	4	3	3	4	4	292,9
	N° 3. Separación de gas y deshidratación parcial del crudo	2	3	2	4	3	2	2	3	4	288,6
	N° 4. Separación de crudo hasta especificación y envío a COMOR	3	4	2	5	2	2	2	3	4	330
										% Desviación=	11,3

Se observa en la matriz de evaluación que la opción favorecida es la número 4, separación de crudo hasta especificación y envío a COMOR, por un margen de 11,3% sobre la opción número 2 que fue la segunda más favorecida. Este porcentaje de desviación se encuentra en el rango mínimo (10%) con que debe contar la opción seleccionada para garantizar que presenta mayores beneficios que el resto. El peso porcentual de cada uno de los criterios se observa en el siguiente gráfico.

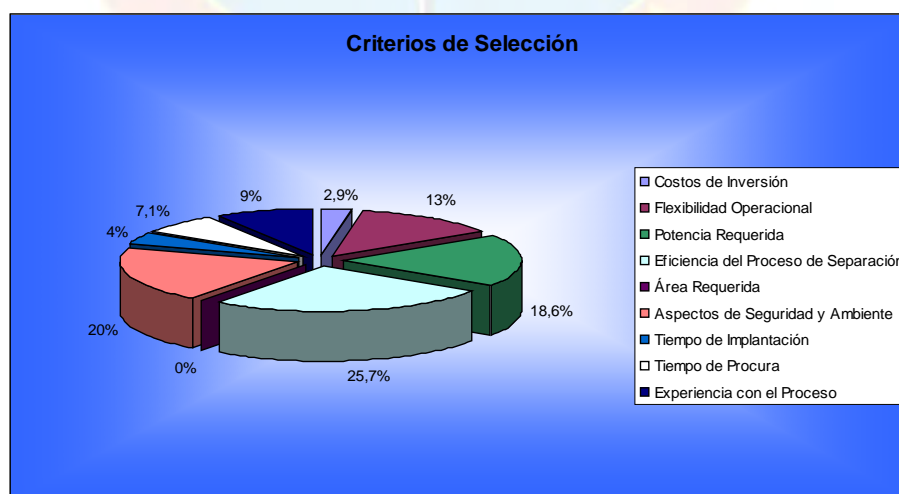


Gráfico N° 4.1. Parámetros evaluados en la matriz de evaluación.

Los criterios que resultaron más importantes en la evaluación fueron la eficiencia del proceso de separación, los aspectos de seguridad y ambiente y la potencia requerida, con un 25,7%, 20% y 18,6% de peso respectivo, mientras que los menos influyentes son los costos asociados y el área requerida con 2,9% y 0% respectivamente. La alta eficiencia de separación de la opción 4 representa una gran ventaja al compararla con el resto de los casos, a pesar de que presenta cierta desventaja en cuanto a los aspectos de seguridad y ambiente y a la potencia requerida, debido a la cantidad de equipos que se ven involucrados en este proceso. Otro aspecto que resultó importante al momento de realizar la selección es la flexibilidad operacional resultando favorecida la opción 4, ya que los tanques de almacenamiento de crudo fueron diseñados para proporcionar un tiempo de residencia de 24 horas, en caso de presentarse alguna contingencia en los troncales o en la estación de recepción COMOR, entre otras ventajas que presenta este proceso con respecto a los otros que han sido evaluados.

El resto de los aspectos no dejan de ser importantes, pero son comparativamente menos influyentes en la selección. El área requerida, por ejemplo, no resulta determinante debido a que se dispone de suficiente espacio en los terrenos destinados a la construcción futura de las facilidades de esta zona. (Ver apéndice H).

4.4 DESARROLLO DE LA CONCEPTUALIZACIÓN ASOCIADA A LAS FACILIDADES DE PRODUCCIÓN DE LA ZONA SUR DEL CAMPO EL SALTO

Ya completada la fase de diseño y selección del sistema de separación y transporte a implementar, se procedió a integrar dichos resultados en productos de ingeniería conceptual, que pueden ser utilizados para el diseño de las facilidades dentro del campo. Estos productos son el Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) y el plano de ubicación de equipos (plot-plan).

En el Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) se integraron los diferentes resultados obtenidos durante el diseño. El proceso seleccionado determinó el tipo de equipos a utilizar y el orden de los mismos. A partir de la caracterización y la simulación de dicho proceso se obtuvieron las condiciones y propiedades de los fluidos que entran y salen del sistema, representadas en un balance de masa. Todos estos componentes fueron representados en conjunto, incluyendo la identificación, dimensiones y principales características de cada equipo. Este diagrama es muy útil al momento de buscar información de forma rápida y precisa. En la siguiente figura se muestra el DFP y cuyo balance de masa de muestra más a detalle en el apéndice I.

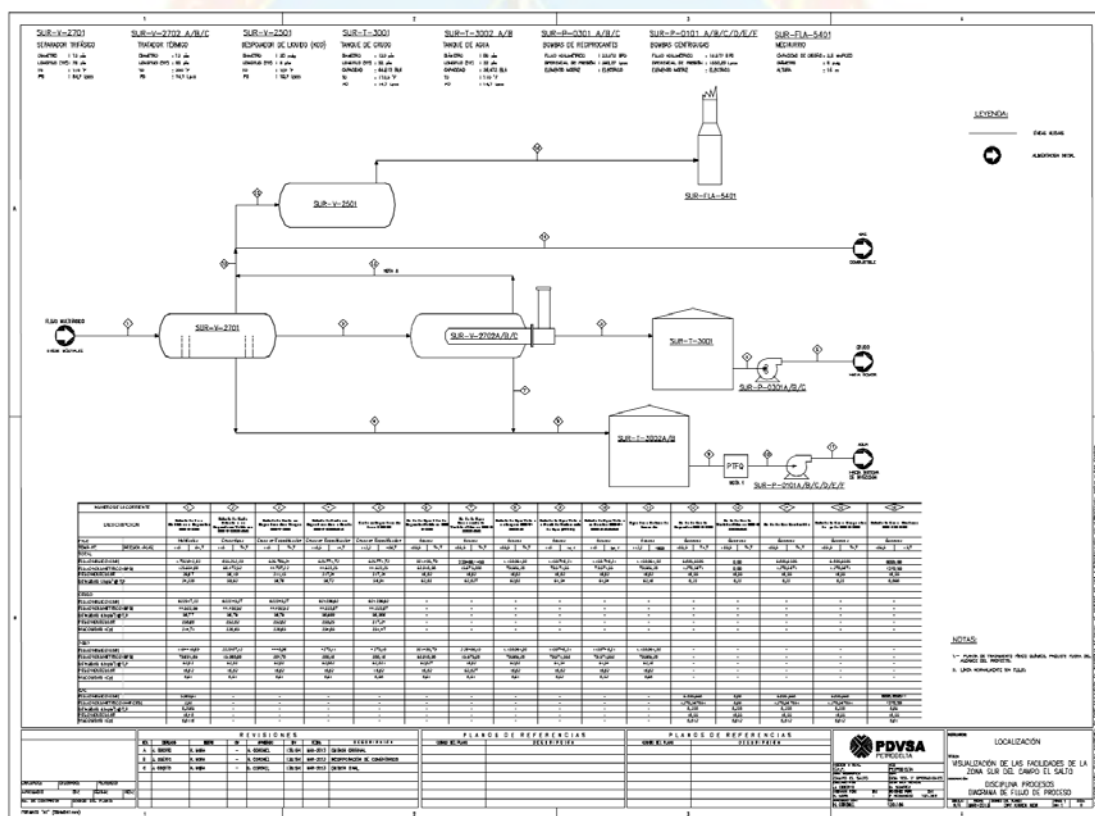


Figura N° 4.8. Diagrama de Flujo de Proceso de las facilidades de la zona Sur del Campo El Salto.
Fuente: PDVSA, PETRODELTA (2013)

4.4.1 Descripción del proceso

La producción proveniente de las plataformas PLT_1S, PLT_2S, PLT_3S y PLT_4S (29.900 BPD de crudo, 79.900 BPD de agua y 3,5 MMPCED), entrará al separador trifásico SUR-V-2701 que operará a 84,7 lpca y 110 °F. En este equipo se separaran las fases gas, crudo y agua libre. El gas, que fluirá desde el tope del separador, se enviará a través de un troncal como gas combustible para generación de vapor y generación eléctrica. En caso de que ocurra alguna contingencia se diseñó otro sistema para disponer de forma segura esta fase, que consta del despojador de líquido SUR-V-2501 que trabajará a 107 °F y 19,7 lpca, con el fin de retirar el caudal de líquido que haya sido arrastrado por la corriente gaseosa, y así enviarla de forma segura al mechurrio SUR-FLA-5401 para su disposición final.

El crudo húmedo proveniente del separador SUR-V-2701 será enviado hacia la etapa de calentamiento y separación secundaria, la cual estará constituida por tres tratadores térmicos (SUR-V-2702A/B/C) de 13,27 MMBTU/h, que operaran a 74,7 lpca y 200 °F, con el fin de retirar el agua emulsionada de la corriente de crudo. Posteriormente, el crudo seco se enviará al tanque de almacenamiento atmosférico SUR-T-3001 con capacidad nominal de 64.512 BLs, del cual succionaran las bombas reciprocantes SUR-P-0301A/B/C, que operaran con un diferencial de presión de 393,27 lpca y con un flujo volumétrico de 22.312 BPD cada una, transportando de esta manera el crudo hasta COMOR.

La corriente de agua libre procedente del separador trifásico SUR-V-2701 se unirá con la de los tratadores térmicos SUR-V-2702A/B/C y se enviaran a los tanques de almacenamiento SUR-T-3002A/B con una capacidad nominal de 28.672 BLs cada uno, y posteriormente se transportará a una planta de tratamiento físico-química (PTFQ) para colocarla en especificación adecuada para su inyección, que se llevará a cabo a través de las bombas centrífugas SUR-P-0101A/B/C/D/E/F, las cuales

operaran con un diferencial de presión de 1553,20 lpc a y un flujo volumétrico de 15.917 BPD cada una.

El plano de ubicación de equipos representa preliminarmente la forma en la que estos serán ubicados dentro del área de desarrollo del campo, mostrando la posición relativa entre ellos e identificándolos. Permite establecer el área requerida para instalar el sistema y la forma más idónea en la que se distribuirán los equipos y las tuberías que se emplearán para el transporte de los fluidos. Adicionalmente, este plano permite realizar estudios previos de seguridad que toman en cuenta las distancias entre equipos, la dirección del viento y la posición relativa con otras instalaciones. El plano está elaborado a escala y las proporciones, distancias y dimensiones pueden ser medidas y trasladadas a su valor real, tal y como se aprecia a continuación (En el apéndice I se observa más a detalle):

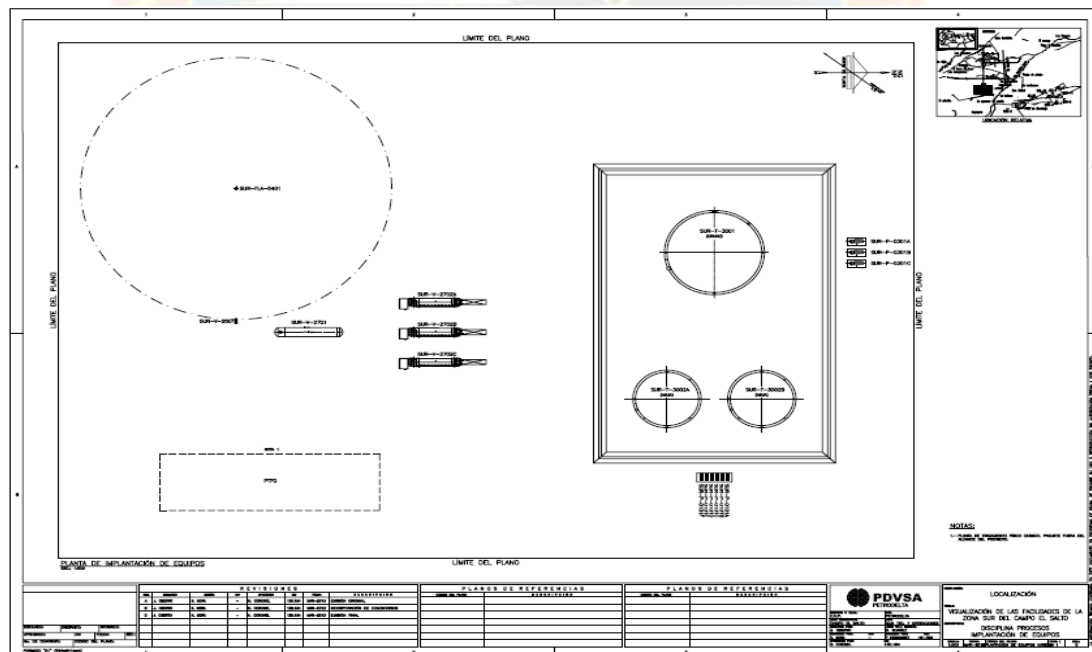


Figura N° 4.9. Plano de ubicación de equipos de las facilidades de la zona Sur del Campo El Salto.

Fuente: PDVSA, PETRODELTA (2013).

4.4.2 Lista de equipos de la opción seleccionada

A continuación se muestra la lista de equipos que se empleará para el manejo de los fluidos producidos en la zona Sur del Campo El Salto:

Tabla N° 4.10. Dimensiones de los recipientes de la opción seleccionada.

N°	Tag	Descripción	Presión (Lpca)	Temperatura (°F)	Caudal de Gas (MMPCED)	Caudal de Líquido (BPD)	Dimensiones: Longitud T-T (pie)
1	SUR-V-2701	Separador Trifásico	84,7	110	3,5	124.500	13 x 78
2	SUR-V-2702A/B/C	Tratador Térmico	74,7	200	0	60500	12 x 60
3	SUR-V-2501	Despojador de líquido (KOD)	19,7	107	3,5	120	2,5 x 8

Tabla N° 4.11. Dimensiones de los tanques de la opción seleccionada.

N°	Tag	Descripción	Tipo	Capacidad Nominal/neta (BLs)	Dimensiones		Presión (Lpca)	Temperatura (°F)
					Diámetro (pie)	Altura (pie)		
1	SUR-T-3001	Tanque de Crudo	Atmosférico	64.512	120	32	14,7	110,5
2	SUR-T-3002A/B	Tanques de Agua	Atmosférico	28.672	80	32	14,7	110

Tabla N° 4.12. Dimensiones de las bombas de la opción seleccionada.

N°	Tag	Descripción	Presión de Sución (Lpca)		Presión Descarga (Lpca)	Temperatura de Operación (°F)	Capacidad (BPD)	Potencia Requerida Motor (hp)
			Mínima	Máxima	Normal			
1	SUR-P-0301A/B/C	Bombas Reciprocantes	14,7	25,3	408	112,2	22.312	272,86
2	SUR-P-0101A/B/C/D/E/F	Bomba Centrifugas	54,7	54,7	1607,9	110,1	15.917	767,4

Tabla N° 4.13. Dimensiones del mechurrio de la opción seleccionada.

N°	Tag	Descripción	Altura de la Estaca (m)	Diámetro del "Tip" (pulg)	Caudal de Manejo (MMPCED)	Caudal de Purga (MPCED)	Distancia de Radiación Segura (pie)
1	SUR-FLA-5401	Estaca del Sistema de Alivio y Venteo	15	6	3,5	2,0867	196,85

Esta lista se elaboró con el fin de mostrar más a detalle las principales dimensiones de las unidades que conforman la opción de proceso seleccionada que corresponde a la separación de crudo hasta especificación y envío a COMOR.

4.4.3 Estimado de costos clase V de la opción seleccionada

Como parte de la conceptualización total del sistema también se realizó una estimación de costos clase V, con el fin de tomar una decisión de negocios; donde se especificaron los costos de inversión en cuanto a los materiales, equipos necesarios, entre otros, los cuales se explican a continuación:

Tabla N° 4.14. Costos de inversiones de los troncales de tuberías.

Descripción	Unidad	Cantidad	Precio unitario Suministro de tubería (Bs/m)	Precio unitario Construcción (Bs/m)	Total (Bs)	Total (\$)
Tubería para crudo Ø12 pulg (Enterrada)	m	7400	2.756,25	3.044,68	42.926.882,00	6.813.790,79
Tubería para agua Ø12 pulg (Enterrada)	m	7400	2.756,25	3.044,68	42.926.882,00	6.813.790,79
Tubería para gas Ø 6 pulg (Aérea)	m	72	1.032	2.041,80	221.313,60	35.129,14
TOTAL =					86.075.077,60	13.662.710,73

Tabla N° 4.15. Costos de inversiones de los equipos de proceso.

Descripción	Número de equipos	Precio unitario Por equipo (Bs/equipo)	Total (Bs)	Total (\$)
Separador Trifásico	1	1.600.000	1.600.000	253.968,25
Tratador Térmico	3	1.100.000	3.300.000	523.809,52
KOD	1	450.000	450.000	71.428,57
Mechurrio	1	300.000	300.000	47.619,05
Tanques de almacenamiento (crudo húmedo)	1	44.100.000	44.100.000	7.000.000,00
Tanques de almacenamiento (agua)	2	31.500.000	63.000.000	10.000.000,00
Bombas de transferencia (reciprocantes)	3	2.786.804	8.360.412	1.327.049,52
Bombas de transferencia (centrífugas)	6	11.200.000	67.200.000	10.666.666,70
Planta de tratamiento de agua (PTFQ)	1	49.386.960	49.386.960	7.839.200,00
TOTAL =			237.697.372,00	37.729.741,61

En la tabla N° 4.14 se observan los costos de inversión de los troncales a utilizar para el transporte de los fluidos, que abarca el precio unitario de la tubería y los costos de construcción de la misma que incluye aspectos como, la preparación del sitio, excavación a máquina y mano, relleno y compactación, obras provisionales, suministro y colocación de concreto, entre otras, mientras que en la tabla N° 4.15 se exponen los precios netos por adquisición de equipos.

En la siguiente tabla se aprecian los costos de inversión total para cada opción de proceso estudiada:

Tabla N° 4.16. Inversión total de cada opción estudiada.

Parámetro	Opción 1 costos (Bs)	Opción 2 costos (Bs)	Opción 3 costos (Bs)	Opción 4 costos (Bs)
Tuberías	96.286.235,40	82.420.808,40	115.702.039,00	86.075.077,60
Equipos	31.844.000	114.390.000,00	214.324.176,00	237.697.372,00
Total	128.130.235,40	196.810.808,40	330.026.215,00	323.772.449,60

Los costos presentados en la tabla anterior corresponden a un estimado de costos clase V que involucra un 50% de error en cuanto a los costos finales. En ella se observa que la opción 4, la cual resultó la más favorecida en la matriz de evaluación, involucra un total de 323.772.449,60 Bolívares siendo una de las opciones más costosas, pero que resulta la más favorecida por su eficiencia en cuanto a la capacidad de tratamiento y disposición de los fluidos producidos en la zona Sur del campo. En el apéndice J se aprecian detalladamente los costos asociados en cuanto a los troncales de tuberías y equipos asociados de todas las opciones de proceso estudiadas.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 CONCLUSIONES

- Para el análisis de las opciones contempladas para la separación se realizó a través del simulador Hysys 7.3, el cual permitió obtener las condiciones y propiedades de las corrientes de fluidos involucradas en cada sistema.
- El sistema diseñado (equipos y tuberías) permite manejar 29.900 BPD de crudo de formación, 79.900 BPD de agua para inyección y 3,5 MMPCED de gas para generación de vapor y generación eléctrica.
- Según las simulaciones hidráulicas realizadas, para la transferencia de crudo, el troncal que mejores resultados arrojó en cuanto a las caídas de presión y la velocidad permisible, es una tubería de 12 pulgadas de diámetro con 6,15 Km de longitud.
- Para el sistema de inyección de agua la tubería que mejor se ajustó es una de 12 pulgadas por 6,15 Km de longitud.
- El troncal de tubería que resulto más idóneo para la opción seleccionada, correspondiente a la transferencia del gas desde el despojador de líquido hasta el mechurrio es uno de 6 pulgadas con 72 m de longitud.
- El sistema de separación y transporte seleccionado para implantar en la zona Sur del Campo el Salto es la opción 4, que corresponde a la separación de crudo hasta especificación y envío a COMOR.
- Para las líneas de transferencia de líquido el factor más crítico es la caída de presión, pues a mayores caídas mayor es el requerimiento de las bombas para

transferir el fluido de un punto a otro, mientras que para las líneas de transferencia de gas el factor más crítico es la velocidad.

5.2 RECOMENDACIONES

- Estudiar la necesidad de perforar un pozo stratigráfico en la zona Sur del Campo El Salto, para obtener información concreta sobre el potencial para la producción de crudo en el campo que permita ajustar el diseño realizado a la realidad de los fluidos presentes en el mismo.
- Elaborar la ingeniería básica y de detalle del proyecto para desarrollar el diseño realizado para su implantación en el Campo El Salto.
- Realizar una evaluación económica más detallada para obtener los costos finales del proyecto.
- Evaluar las posibles optimizaciones que se le pueden realizar al proyecto para mejorar el proceso, como por ejemplo, la colocación de un intercambiador de calor entre el separador trifásico y el tratador térmico y estudiar los posibles ahorros de energía que pueden generarse.
- Realizar un análisis para la inyección de agua utilizando una bomba electrosumergible para evaluar si resulta más factible que las bombas centrífugas en superficie para este proceso.
- Realizar estudios de impacto ambiental que soporten la instalación segura de los equipos diseñados, así como los estudios de seguridad asociados al proceso, tales como el Análisis Preliminar de Peligros (APP), estudios de riesgos operacionales (HAZOP), entre otros.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ARIAS, F. (2006). El proyecto de investigación a la metodología científica. (5ªed.). Caracas: Episteme.
- ARQHYS. (2012). [Página en línea]. Disponible en: <http://www.arqhys.com/casas/costos-estimados.html>.
- API (2001). Welded steel tanks for oil storage. Standard 650. Washington, D.C, Estados Unidos.
- ANSI/API (2007). Pressure-relieving and Depressuring Systems. Standard 521. Washington, D.C, Estados Unidos.
- GONZÁLES, N. (2011). Diseño de la infraestructura de superficie para la producción de los campos Bare (Este) y Cariña pertenecientes al bloque Ayacucho de la Faja Petrolífera del Orinoco. Trabajo de grado, Universidad de Oriente, Puerto la Cruz., Venezuela.
- LEÓN, A. (2010). Diseño preliminar de los equipos requeridos en la batería PN-33, ubicada en el Campo Peña Negra del lote X, distrito de El Alto, provincia de Talara, Perú. Trabajo de grado, Universidad de Oriente, Puerto la Cruz, Venezuela.
- PDVSA (2012). Empresa Mixta Petrodelta Proyecto Integral Del Salto (PID). [PRESENTACIÓN EN POWER POINT]. Venezuela.
- PDVSA (1994). Cálculo hidráulico de tuberías. Manual de ingeniería de diseño, documento N° L-TP1.5. Caracas, Venezuela

PDVSA (1995). SEPARADORES, PRINCIPIOS BÁSICOS. MANUAL DE DISEÑO DE PROCESO, DOCUMENTO N° MPD-03-S-01. CARACAS, VENEZUELA.

PDVSA (1995). Separadores líquido-vapor. Manual de diseño de proceso, documento N° MPD-03-S-03. Caracas, Venezuela.

PDVSA (1991). Separadores líquido-vapor. Manual de ingeniería de diseño, documento N° 90616.1.027. Caracas, Venezuela.

PDVSA (1997). Cálculos en servicios de bombeo. Manual de diseño de proceso, documento N° MDP 02-P-06. Caracas, Venezuela.

PDVSA (1997). NPSH. Manual de diseño de proceso, documento N° MDP 02-P-04. Caracas, Venezuela.

PDVSA (1996). Flujo en fase líquida. Manual de diseño de proceso, documento N° MDP 02-FF-03. Caracas, Venezuela.

PDVSA (1993). Dimensionamiento de tuberías de proceso. Manual de ingeniería de diseño, documento N° 90616.1.024. Caracas, Venezuela.

PDVSA (1990). Sistema de mechorrios. Manual de ingeniería de diseño, documento N° 90616.1.021. Caracas, Venezuela.

PDVSA (2009). Preparación de diagramas de proceso. Manual de ingeniería de diseño, documento N° L-TP 1.1. Caracas, Venezuela.

SILVA, N. (2011). Desarrollo conceptual del sistema óptimo de recolección de fluidos del Área Norte del Campo El Salto. Trabajo de grado, Instituto Francés del Petróleo, Ciudad Bolívar, Venezuela.





APÉNDICES




APÉNDICE A

CROMATOGRAFÍA DE GAS DEL CAMPO EL SALTO

Tabla A.1. Cromatografía del gas natural proveniente del Campo El Salto

Pag 1 de 2



Simsa de Venezuela C.A.
RIF: J-30965976-6

Dirección: Carretera "G" con calle 32, Edificio SIMSA DE VENEZUELA, C.A. Tia Juana-Estado Zulia. Telfs: 0265-6314320, FAX: 0265-6314428
www.simsadevenezuela.com, email: simsa_occ@cantv.net, simsadevenezuela@gmail.com

Servicios Técnicos de Laboratorio
Coord. De Ensayos de Cromatografía de Gas

Informe de Ensayo de Cromatografía

Reporte N°: CG-ORI-0268-12


Datos Generales del Cliente			
Cliente:	Petrodelta S.A		
Dirección:	Maturin		
Persona Contacto:	Rafael Ayala		
<i>Orden de Ejecución de Servicio :</i>	0136-12		
Fecha de recepción:	17/04/2012		

Datos de Entrada de la Muestra			
Tipo de Muestra:	Gas Natural	Prioridad:	Normal <input checked="" type="checkbox"/> Urgente <input type="checkbox"/> Otros <input type="checkbox"/>
Muestra identificada por el Cliente Como:	COES		
Lugar de muestreo:	El Salto	Fecha:	12/07/123
Muestreo:	SI <input type="checkbox"/> x <input checked="" type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/>	Código de muestra:	MG ORI-0268-12
Responsable del Muestreo:	Christians Ortega / Neil Garcia		
Procedimiento Ref.:	Muestreo de Gas	Codigo Interno: PRL-012-IT-01 Norma Aplicable: GPA 2166-05	
	Determinación de H ₂ S y CO ₂	Codigo Interno: PML-02-ML-10 Norma Aplicable: GPA 2377-86	
Observaciones del muestreo:			
Fecha de analisis:	26/07/2012	Proced. de Ensayo de Ref.:	PML-02-ML-03 Norma Aplicable: GPA 2286-86

Condiciones Ambientales del Ensayo:	
Temperatura (°C):	20,5
Humedad Relativa (%):	39,8

Los Servicios del área de Cromatografía de Gas estan regidos bajos las normas Internacionales GPA "Gas Processors Association", con la finalidad de dar cumplimiento a las exigencias de la Norma ISO/IEC 17025:2005 establecida para la Acreditación de Laboratorios de Ensayo y Calibración.

ANEXO UBICACIÓN PUNTO DE MUESTREO: N/D



SELLO


FECHA: 26/07/2012

ELABORADO POR: DAVID MOLINA
CARGO: ANALISTA DE CROMATOGRAFIA DE GAS

REVISADO POR: ADALBERTO BRACHO
CARGO: COORD. DE ENSAYOS DE CROMATOGRAFIA DE GAS

LOS RESULTADOS PRESENTADOS EN ESTE INFORME ESTAN RELACIONADOS SOLAMENTE CON LA MUESTRA DESCRITA. EL ITEM SERA ALMACENADO COMO TESTIGO POR UN PERIODO DE SIETE (7) DIAS HABLES CONTADOS A PARTIR DE LA FECHA DE ENTREGA DEL INFORME DE RESULTADOS. POSTERIOR A ESTA FECHA EL ITEM SERA DESECHADO.
Prohibida la Reproducción de este informe sin la Autorización por escrito de Los Servicios Técnicos de Laboratorio SIMSA DE VENEZUELA, C.A.
PML-03-F01.2, REV.: 4, EDIC.: 1

Tabla A.1. Cont. Cromatografía del gas natural proveniente del Campo El Salto



Simsa de Venezuela C.A.
RIF: J-30965976-6

Dirección: Carretera "G" con calle 32, Edificio SIMSA DE VENEZUELA, C.A. Tia Juana Estado Zulia Telfs: 0265-6314320, FAX: 0265-6314428
www.simsadevenezuela.com, e-mail: simsa_occ@cantv.net, simsadevenezuela@gmail.com

Servicios Técnicos de Laboratorio
Coord. De Ensayos de Cromatografía de Gas

Pag 2 de 2

Reporte N°: CG-ORI-0268-12

Cliente: Petrodelta S.A

Fecha de Muestreo: 12/07/123

Fecha de Analisis: 26/07/12

Lugar de Muestreo: El Salto

Punto de Muestreo: COES

Presion de Muestreo (Psig): 100

Temp. de Muestreo (°F): 135,6

H₂O vapor (mg/L) 14,0

H₂S (PPM) 5,0

ENSAYO CROMATOGRAFICO DE GAS NATURAL

Componente	% Molar	μ	k=2	GPM	PM	Densidad Lq. (g/cm3)
H ₂ S	Sulfuro de Hidrogeno	0,0005			34,080	0,7900
CO ₂	Dioxido de Carbono	0,0457			44,010	0,8172
N ₂	Nitrogeno	0,0639			28,013	0,8086
C ₁	Metano	83,0345			16,043	0,2997
C ₂	Eetano	7,8046		2,082	30,070	0,3558
C ₃	Propano	4,1950		1,153	44,097	0,5065
i-C ₄	iso-Butano	1,3027		0,425	58,123	0,5623
n-C ₄	n-Butano	1,5935		0,501	58,123	0,5834
i-C ₅	iso-Pentano	0,7122		0,260	72,150	0,6241
n-C ₅	n-Pentano	0,5625		0,203	72,150	0,6305
C ₆	Hexanos	0,2982		0,115	86,170	0,6850
C ₇	Heptanos	0,2487		0,104	100,204	0,7068
C ₈	Octanos	0,0663		0,030	114,231	0,7217
C ₉	Nonanos	0,0457		0,023	128,258	0,7342
C ₁₀	Decanos	0,0258		0,014	142,285	0,7400
C ₁₁₊	Undecanos Mas	0,0000		0,000	156,000	0,7490
Totales		100,000		4,912		

Características de la Muestra

Presión Pseudocrítica (Ipc) 660,30

Temperatura Pseudocrítica (°R) 395,38

Peso Molecular Promedio 20,837

Gravedad del Gas, Calculada (aire = 1 000) 0,719

Factor de Gravedad del Gas, Fg 1,179

Corrección por Compresibilidad, Fpv a Condiciones de Muestreo 1,009

Factor Z del Gas a Condiciones de Muestreo * 0,983

a 14,7 Ipc y 60 °F

Valor Calorífico Bruto (BTU/lcn de Gas Seco) 1265

Valor Calorífico Neto (BTU/lcn de Gas Seco) 1147

GPM (C2+) 4,9120

GPM (C3+) 2,8296

Viscosidad del Gas (cps) 0,0116

Propiedades de las Fracciones Pesadas

Componente	% Molar	μ	k=2	PM	Dens. Lq. (g/cm3)	Gravedad API*
C ₇₊	Heptanos	0,3865		107,361	0,7342	61,0
C ₁₀₊	Decanos	0,0258		142,285	0,7780	50,2
C ₁₁₊	Undecanos más	0,0000		-	-	-

* De: Standing, M.B., "Volumetric and Phase Behavior of Oil Field Hydrocarbon Systems", SPE (Dallas), 1977, 8th Edition, Appendix II.

SELO

FECHA: 26/07/2012

ELABORADO POR: DAVID MOLINA

CARGO: ANALISTA DE CROMATOGRAFIA DE GAS

REVISADO POR: ADALBERTO BRACHO

CARGO: COORD. DE ENSAYOS DE CROMATOGRAFIA DE GAS

LOS RESULTADOS PRESENTADOS EN ESTE INFORME ESTAN RELACIONADOS SOLAMENTE CON LA MUESTRA DESCRITA EL ITEM SERA ALMACENADO COMO TESTIGO POR UN PERIODO DE SIETE (7) DIAS HABILFS CONTADOS A PARTIR DE LA FECHA DE ENTREGA DEL INFORME DE RESULTADOS. POSTERIOR A ESTA FECHA EL ITEM SERA DESECHADO.

Prohibida la Reproducción de este informe sin la Autorización, por escrito de Los Servicios Técnicos de Laboratorio SIMSA DE VENEZUELA, C.A.

PML-03-F01.2, REV.: 4 EDIC.: 1



APÉNDICE B

PROPIEDADES Y ENSAYOS DE DESTILACIÓN (TBP)

Tabla B.1. Propiedades del curdo Zuata y Mesa 30

Propiedades del crudo	Zuata	Mesa 30
Gravedad específica	1,0057	0,8745
Gravedad API	9,2	30,3
Número de Watson	11,1	11,8
% Sulfuro de hidrógeno	-	-
% de nitrógeno	0,38	0,20
Vanadio, ppm	328,5	43,6
Niquel, ppm	64,9	9,4
Hierro, ppm	15,2	7,9
Cobre, ppm	0,3	0,1
% de agua y sadimentos	1,0	1,0
Presión de vapor, lpc	0,3	4,5
Viscosidad @ 60 °F	-	17
Viscosidad @ 80 °F	51100	11
Viscosidad @ 100 °F	13825	8

Tabla B.2 Ensayo TBP del Crudo Zuata y Mesa 30

Ensayo de Destilación		
Vol% - Temp. °F	Zuata	Mesa 30
98,6	0,00	4,14
155	0,00	6,14
185	0,00	8,08
210	0,00	10,23
335	0,34	21,33
380	1,10	25,67
450	3,54	31,72
510	6,70	38,04
580	12,79	45,29
635	17,58	51,19
725	24,39	57,97
785	28,98	61,87
830	33,02	65,97
900	41,44	73,08
970	50,55	78,85
1050	56,92	83,70
1250	100,00	100,00



APÉNDICE C
OPCIONES DE PROCESO SIMULADAS EN EL HYSYS 3.2

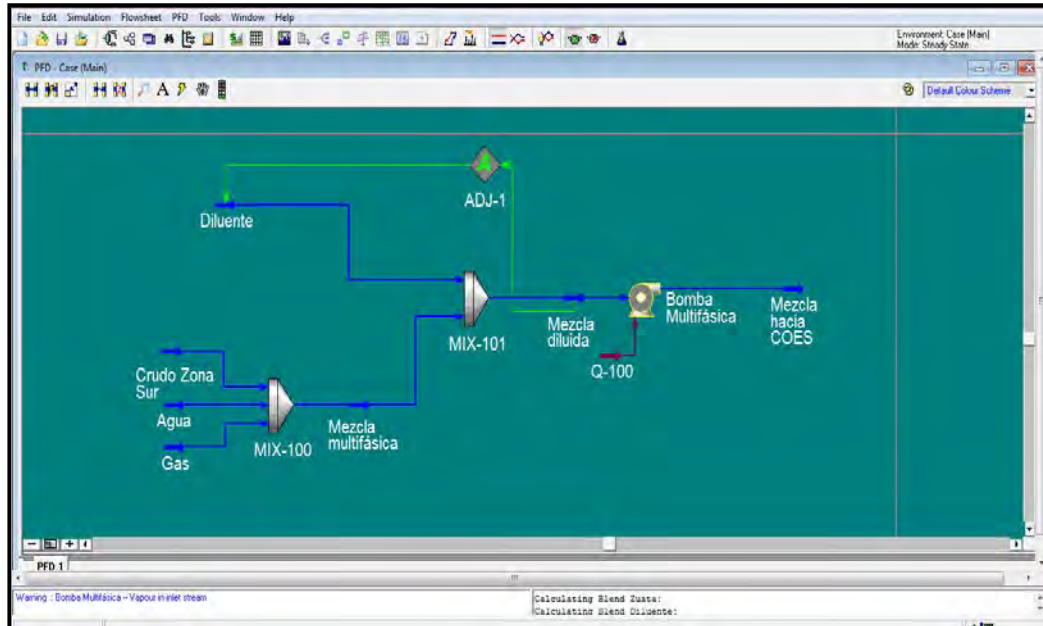


Figura C.1. Recolección directa hasta el COES.

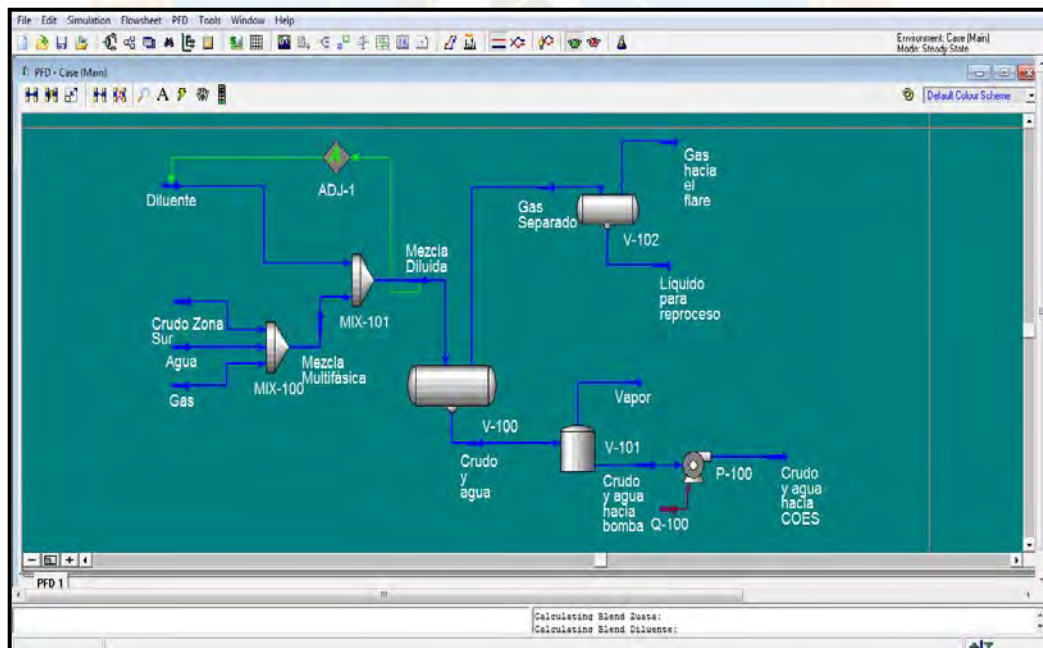


Figura C.2. Separación de gas y rebombeo hacia el COES.

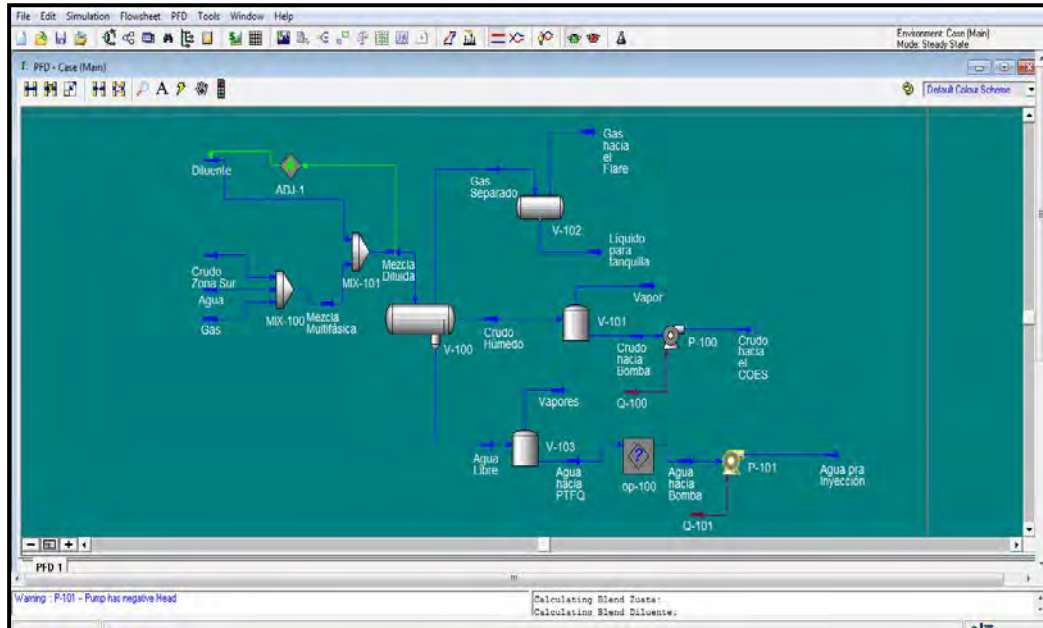


Figura C.3. Separación de gas y deshidratación parcial del crudo.

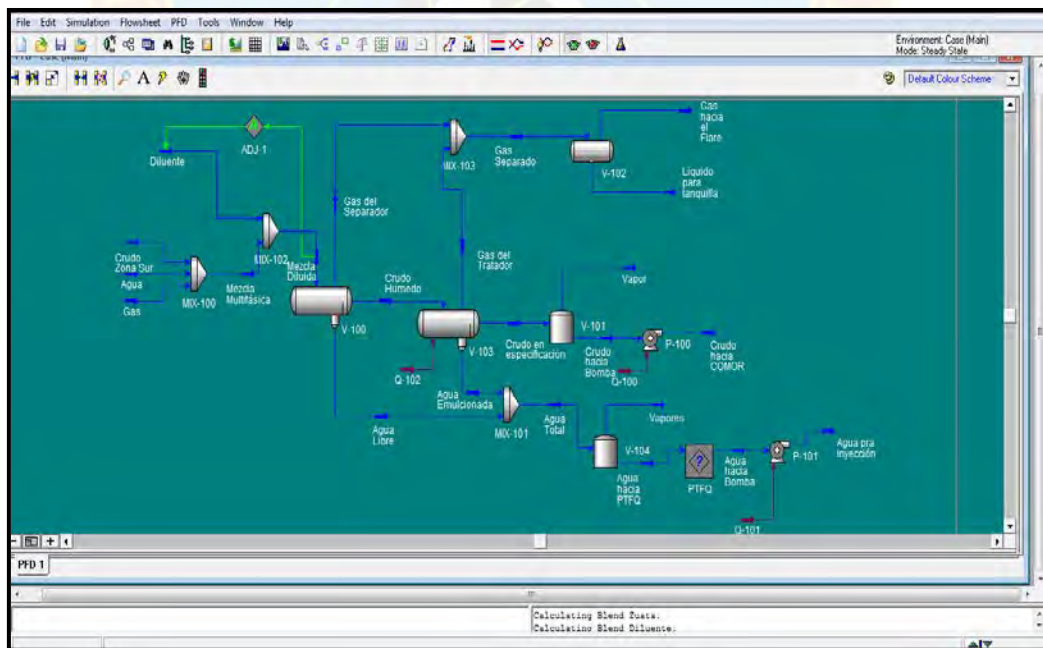


Figura C.4. Separación de crudo hasta especificación y envío a COMOR.

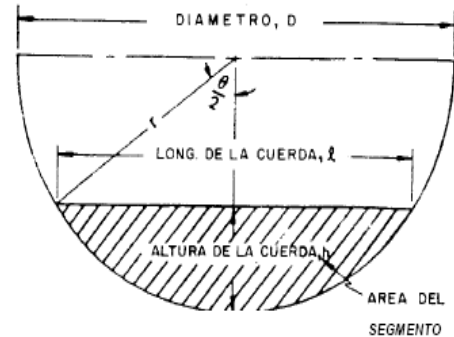


APÉNDICE D

**CRITERIOS DE DISEÑO, TABLAS Y GRÁFICAS EXTRAIDAS DE
LOS MDP, PDVSA**

Tabla D.1. Áreas circulares, longitudes y alturas fraccionales del separador

R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*
0.030	0.341	0.0087	0.090	0.572	0.0446	0.150	0.714	0.0941	0.210	0.815	0.153	0.255	0.872	0.201	0.340	0.947	0.300
0.031	0.347	0.0092	0.091	0.575	0.0453	0.151	0.716	0.0950	0.211	0.816	0.154	0.256	0.873	0.202	0.342	0.949	0.302
0.032	0.352	0.0096	0.092	0.578	0.0460	0.152	0.718	0.0959	0.212	0.817	0.155	0.257	0.874	0.203	0.344	0.950	0.305
0.033	0.357	0.0101	0.093	0.581	0.0468	0.153	0.720	0.0968	0.213	0.819	0.156	0.258	0.875	0.204	0.346	0.951	0.307
0.034	0.362	0.0105	0.094	0.584	0.0475	0.154	0.722	0.0977	0.214	0.820	0.157	0.259	0.876	0.205	0.348	0.953	0.309
0.035	0.368	0.0110	0.095	0.586	0.0483	0.155	0.724	0.0986	0.215	0.822	0.158	0.260	0.877	0.207	0.350	0.954	0.312
0.036	0.373	0.0115	0.096	0.589	0.0490	0.156	0.726	0.0996	0.216	0.823	0.159	0.262	0.879	0.209	0.355	0.957	0.318
0.037	0.378	0.0119	0.097	0.592	0.0498	0.157	0.728	0.1005	0.217	0.824	0.160	0.264	0.882	0.211			
0.038	0.382	0.0124	0.098	0.595	0.0505	0.158	0.729	0.1014	0.218	0.826	0.161	0.266	0.884	0.213	0.360	0.960	0.324
0.039	0.387	0.0129	0.099	0.597	0.0513	0.159	0.731	0.1023	0.219	0.827	0.162	0.268	0.886	0.216	0.365	0.963	0.330
0.040	0.392	0.0134	0.100	0.600	0.0520	0.160	0.733	0.1033	0.220	0.828	0.163	0.270	0.888	0.218	0.370	0.966	0.336
0.041	0.397	0.0139	0.101	0.603	0.0528	0.161	0.735	0.1042	0.221	0.830	0.164	0.272	0.890	0.220	0.375	0.968	0.343
0.042	0.401	0.0144	0.102	0.605	0.0536	0.162	0.737	0.1051	0.222	0.831	0.165	0.274	0.892	0.222			
0.043	0.406	0.0149	0.103	0.608	0.0544	0.163	0.739	0.1061	0.223	0.833	0.166	0.276	0.894	0.225	0.380	0.971	0.349
0.044	0.410	0.0155	0.104	0.611	0.0551	0.164	0.741	0.1070	0.224	0.834	0.167	0.278	0.896	0.227	0.385	0.973	0.355
0.045	0.415	0.0160	0.105	0.613	0.0559	0.165	0.742	0.1080	0.225	0.835	0.168	0.280	0.898	0.229	0.390	0.975	0.361
0.046	0.419	0.0165	0.106	0.616	0.0567	0.166	0.744	0.1089	0.226	0.836	0.169	0.282	0.900	0.231	0.395	0.978	0.367
0.047	0.423	0.0171	0.107	0.618	0.0575	0.167	0.746	0.1099	0.227	0.838	0.171	0.284	0.902	0.234			
0.048	0.428	0.0176	0.108	0.621	0.0583	0.168	0.748	0.1108	0.228	0.839	0.172	0.286	0.904	0.236	0.400	0.980	0.374
0.049	0.432	0.0181	0.109	0.623	0.0591	0.169	0.750	0.1118	0.229	0.840	0.173	0.288	0.906	0.238	0.405	0.982	0.380
0.050	0.436	0.0187	0.110	0.626	0.0598	0.170	0.751	0.1127	0.230	0.842	0.174	0.290	0.908	0.241	0.410	0.984	0.386
0.051	0.440	0.0193	0.111	0.628	0.0606	0.171	0.753	0.1137	0.231	0.843	0.175	0.292	0.909	0.243	0.415	0.985	0.392
0.052	0.444	0.0198	0.112	0.631	0.0614	0.172	0.755	0.1146	0.232	0.844	0.176	0.294	0.911	0.245			
0.053	0.448	0.0204	0.113	0.633	0.0623	0.173	0.756	0.1156	0.233	0.845	0.177	0.296	0.913	0.248	0.420	0.987	0.399
0.054	0.452	0.0210	0.114	0.636	0.0631	0.174	0.758	0.1166	0.234	0.847	0.178	0.298	0.915	0.250	0.425	0.989	0.405
0.055	0.456	0.0215	0.115	0.638	0.0639	0.175	0.760	0.1175	0.235	0.848	0.179	0.300	0.917	0.252	0.430	0.990	0.411
0.056	0.460	0.0221	0.116	0.640	0.0647	0.176	0.762	0.1185	0.236	0.849	0.180	0.302	0.918	0.255	0.435	0.992	0.417
0.057	0.464	0.0227	0.117	0.643	0.0655	0.177	0.763	0.1195	0.237	0.850	0.181	0.304	0.920	0.257			
0.058	0.467	0.0233	0.118	0.645	0.0663	0.178	0.765	0.1204	0.238	0.852	0.182	0.306	0.922	0.259	0.440	0.993	0.424
0.059	0.471	0.0239	0.119	0.648	0.0671	0.179	0.767	0.1214	0.239	0.853	0.183	0.308	0.923	0.262	0.445	0.994	0.430
0.060	0.475	0.0245	0.120	0.650	0.0680	0.180	0.768	0.1224	0.240	0.854	0.185	0.310	0.925	0.264	0.450	0.995	0.436
0.061	0.479	0.0251	0.121	0.652	0.0688	0.181	0.770	0.1234	0.241	0.855	0.186	0.312	0.927	0.266	0.455	0.996	0.443
0.062	0.482	0.0257	0.122	0.655	0.0696	0.182	0.772	0.1244	0.242	0.857	0.187	0.314	0.928	0.269			
0.063	0.486	0.0263	0.123	0.657	0.0705	0.183	0.773	0.1253	0.243	0.858	0.188	0.316	0.930	0.271	0.460	0.997	0.449
0.064	0.490	0.0270	0.124	0.659	0.0713	0.184	0.775	0.1263	0.244	0.859	0.189	0.318	0.931	0.273	0.465	0.998	0.455
0.065	0.493	0.0276	0.125	0.661	0.0721	0.185	0.777	0.1273	0.245	0.860	0.190	0.320	0.933	0.276	0.470	0.998	0.462
0.066	0.497	0.0282	0.126	0.664	0.0730	0.186	0.778	0.1283	0.246	0.861	0.191	0.322	0.934	0.278	0.475	0.999	0.468
0.067	0.500	0.0288	0.127	0.666	0.0738	0.187	0.780	0.1293	0.247	0.863	0.192	0.324	0.936	0.281			
0.068	0.503	0.0295	0.128	0.668	0.0747	0.188	0.781	0.1303	0.248	0.864	0.193	0.326	0.937	0.283	0.480	0.999	0.475
0.069	0.507	0.0301	0.129	0.670	0.0755	0.189	0.783	0.1313	0.249	0.865	0.194	0.328	0.939	0.285	0.485	1.000	0.481
0.070	0.510	0.0308	0.130	0.673	0.0764	0.190	0.785	0.1323	0.250	0.866	0.196	0.330	0.940	0.288	0.490	1.000	0.487
0.071	0.514	0.0314	0.131	0.675	0.0773	0.191	0.786	0.1333	0.251	0.867	0.197	0.332	0.942	0.290	0.495	1.000	0.494
0.072	0.517	0.0321	0.132	0.677	0.0781	0.192	0.788	0.1343	0.252	0.868	0.198	0.334	0.943	0.293			
0.073	0.520	0.0327	0.133	0.679	0.0790	0.193	0.789	0.1353	0.253	0.869	0.199	0.336	0.945	0.295	0.500	1.000	0.500
0.074	0.524	0.0334	0.134	0.681	0.0798	0.194	0.791	0.1363	0.254	0.871	0.200	0.338	0.946	0.297			
0.075	0.527	0.0341	0.135	0.683	0.0807	0.195	0.792	0.1373									
0.076	0.530	0.0347	0.136	0.686	0.0816	0.196	0.794	0.1383									
0.077	0.533	0.0354	0.137	0.688	0.0825	0.197	0.795	0.1393									
0.078	0.536	0.0361	0.138	0.690	0.0833	0.198	0.797	0.1403									
0.079	0.539	0.0368	0.139	0.692	0.0842	0.199	0.798	0.1414									
0.080	0.543	0.0375	0.140	0.694	0.0851	0.200	0.800	0.1424									
0.081	0.546	0.0382	0.141	0.696	0.0860	0.201	0.801	0.1434									
0.082	0.549	0.0389	0.142	0.698	0.0869	0.202	0.803	0.1444									
0.083	0.552	0.0396	0.143	0.700	0.0878	0.203	0.804	0.1454									
0.084	0.555	0.0403	0.144	0.702	0.0886	0.204	0.806	0.1465									
0.085	0.558	0.0410	0.145	0.704	0.0895	0.205	0.807	0.1475									
0.086	0.561	0.0417	0.146	0.706	0.0904	0.206	0.809	0.1485									
0.087	0.564	0.0424	0.147	0.708	0.0913	0.207	0.810	0.1496									
0.088	0.567	0.0431	0.148	0.710	0.0922	0.208	0.812	0.1506									
0.089	0.569	0.0439	0.149	0.712	0.0932	0.209	0.813	0.1516									



Fuente: PDVSA MPD-03-S-03 (1995)

Tabla D.2. Criterios de diseño para separadores

Descripción	Tiempo de Residencia de Operación, min
Tambores de Alimentación a Unidades	
Alimentación desde otra unidad (diferente cuarto de control)	20
Alimentación desde otra unidad (mismo cuarto de control)	15
Alimentación desde tanquería lejos del área de operación	15–20
Otros Tambores	
Alimentación a una columna (diferente cuarto de control)	7
Alimentación a una columna (mismo cuarto de control)	5
Producto a tanquería lejos del área operativa o a otro tambor de alimentación, directo, sin bomba	2
Producto a tanquería lejos del área operativa o a otro tambor de alimentación, directo, con bomba	5
Producto a tanquería lejos del área operativa o a otro tambor de alimentación, con bomba, que pasa a través de un sistema de intercambio calórico	3–5
Única carga a un horno de fuego directo	10

Fuente: PDVSA MPD-03-S-03 (1995)

Tabla D.3. Tiempo de umbral al dolor por el nivel de intensidad de radiación

Nivel de Intensidad de Radiación (Btu por hora por pie cuadrado)	Kilovatios por metro cuadrado	Tiempo al Umbral de Dolor (Segundos)
440	1,39	Infinito
550	1,73	60
740	2,33	40
920	2,90	30
1500	4,73	16
2200	6,94	9
3000	9,46	6
3700	11,67	4
6300	19,87	2

Fuente: PDVSA 90616.1.021 (1990)

Tabla D.4. Diámetros y aturas típicas de un tanque para una capacidad dada

Column 1	Column 2	Column 3	Column 4	Column 5	Column 6	Column 7	Column 8	Column 9
Tank Diameter ft	Capacity per ft of Height barrels	Tank Height (ft) / Number of Courses in Completed Tank						
		16 / 2	24 / 3	32 / 4	40 / 5	48 / 6	56 / 7	64 / 8
10	14.0	225	335	450	—	—	—	—
15	31.5	505	755	1,010	1,260	—	—	—
20	56.0	900	1,340	1,790	2,240	2,690	—	—
25	87.4	1,400	2,100	2,800	3,500	4,200	4,900	5,600
30	126	2,020	3,020	4,030	5,040	6,040	7,050	8,060
35	171	2,740	4,110	5,480	6,850	8,230	9,600	10,980
40	224	3,580	5,370	7,160	8,950	10,740	12,540	14,340
45	283	4,530	6,800	9,060	11,340	13,600	15,880	18,140
50	350	5,600	8,400	11,200	14,000	16,800	19,600	22,400
60	504	8,060	12,100	16,130	20,160	24,190	28,220	26,130
								<i>D = 54</i>
70	685	10,960	16,450	21,950	27,440	32,930	30,140	—
80	895	14,320	21,500	28,670	35,840	35,810	<i>D = 62</i>	—
90	1,133	18,130	27,220	36,290	45,360	<i>D = 73</i>	—	—
100	1,399	22,380	33,600	44,800	<i>D = 88</i>	—	—	—
120	2,014	32,250	48,380	54,200	—	—	—	—
				<i>D = 110</i>				
140	2,742	43,900	65,860	—	—	—	—	—
160	3,581	57,340	74,600	—	—	—	—	—
180	4,532	72,570	<i>D = 149</i>	—	—	—	—	—
200	5,595	89,600	—	—	—	—	—	—
220	6,770	108,410	—	—	—	—	—	—

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

In US Customary units:

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

where

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

The capacities and diameters in italics (Columns 4–9) are the maximums for the tank heights given in the column heads, based on a maximum permissible shell-plate thickness of 1/2 in., a maximum allowable design stress of 21,000 psi, a joint efficiency of 0.85, and no corrosion allowance (see A.4.1).

Fuente: API STANDARD 650 (2001)

Tabla D.5. Velocidad y ΔP máxima para líquidos en tuberías de acero al carbono

TUBERIAS PARA LIQUIDOS EN SERVICIO DE PROCESO Y EQUIPOS		
Tipo de Servicio	Velocidad Pie/seg.	ΔP Máximo Lppc/100 Pies
1. Recomendación General	5 – 15	4
2. Flujo Laminar	4 – 5	
3. Flujo Turbulento		
Densidad del Líquido, lb/pie³		
100	5 – 8	
50	6 – 10	
20	10 – 15	
4. * Succión de Bomba		
Líquido Hirviente	2 – 6	0,4
Líquido no Hirviente	4 – 8	0,4
5. * Descarga de Bomba		
0 – 250 GPM	6 – 8	4
250 – 700 GPM	8 – 10	4
> 700 GPM	10 – 15	2
6. Salida de Fondos de Recipientes	4 – 6	0,6
7. Trampa de Salida de Rehervidor	1 – 4	0,15
8. Líquido del Condensador	3 – 6	0,5
9. Líquido para Enfriadores	4 – 6	
10. Tuberías Refrigerantes	2 – 4	0,4
11. * Tuberías de Circulación por Gravedad	3 – 8	0,4

Fuente: PDVSA LTP 1.5 (1994)

Tabla D.6. Cont. Velocidad y ΔP máxima para líquidos en tuberías de acero al carbono

TUBERIAS PARA LIQUIDOS EN SERVICIO DE PROCESO Y EQUIPOS		
Tipo de Servicio	Velocidad Pie/seg.	ΔP Máximo Lppc/100 Pies
12. Suministro de Líquido para Torres	4 – 6	
TUBERIA PARA AGUA		
1. * Servicio General	2 – 16	1,5
Diámetro, Pulgadas		
1	2 – 3	
2	3 – 4,5	
4	5 – 7	
6	7 – 9	
8	8 – 10	
10	10 – 12	
12	10 – 14	
16	10 – 15	
20 y mayores	10 – 16	
2. Drenaje y Succión de Bomba	5 – 10	
3. Descarga de Bomba	5 – 10	
4. Suministro de Hervidor	8 – 15	
5. Tuberías para Aguas para Refinerías	2 – 5	2, 5
6. Agua de Enfriamiento	12 – 16	2
7. Del Condensador	3 – 5	

Tabla D.7. Caídas de presión recomendadas para líneas de transferencia de gas

CAIDAS DE PRESION RECOMENDADAS	
SERVICIO	CAIDA DE PRESION Lppc/100 pies de tubería
Línea de Transferencia	0,5 – 2
Compresor (psig)	
Succión, 0 – 10	0,05 – 0,125
10 – 50	0,125
50 – 100	0,25
por encima de 200	0,50
Descarga, por debajo de 50	0,125 – 0,25
50 – 100	0,25 – 0,5
por encima de 200	0,5 – 1,0

Fuente: PDVSA 90616.1.024 (1993)

Tabla D.8. Velocidades típicas en las líneas de gases y vapor

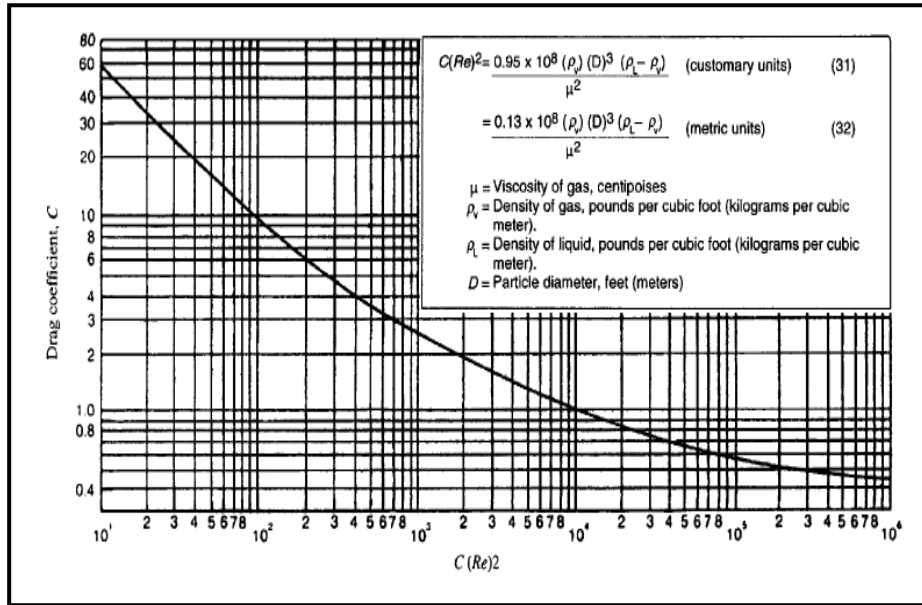
VELOCIDADES TÍPICAS EN LINEAS DE GASES Y VAPOR (KERN)			
Diámetro Nominal de Tubería (Pulg.)	Vapor de Agua o Vapor Saturado	Vapor de Agua y Vapor Sobrecalentados, gas	
	Por debajo de 50 Lppcm	5 a 150 Lppcm	150 a 250 Lppcm
	Veloc. (pies/s)	Veloc. (pies/s)	Veloc. (pies/s)
2 o menor	45 a 100	40 a 80	30 a 60
3 a 4	50 a 110	45 a 90	35 a 70
6	60 a 120	50 a 120	45 a 90
8 a 10	65 a 125	80 a 160	65 a 125
12 a 14	70 a 130	100 a 190	80 a 145
16 a 18	75 a 135	110 a 210	90 a 160
20	80 a 140	120 a 220	100 a 170

Fuente: PDVSA 90616.1.024 (1993)

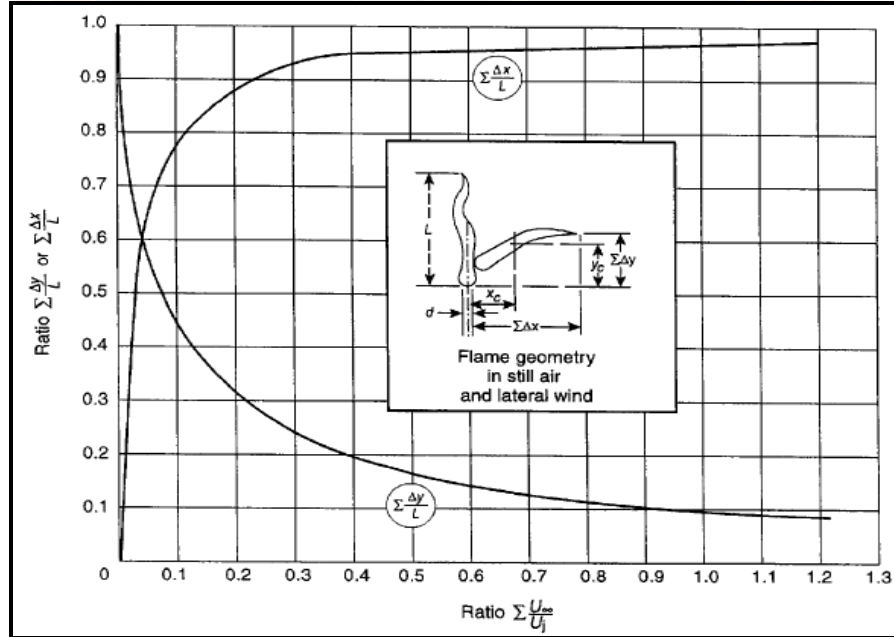


APÉNDICE E

**GRÁFICAS EXTRAIDAS DE LOS MDP, PDVSA PARA EL
DISEÑO DE EQUIPOS.**



Gráfica E.1. Coeficiente de arrastre.
Fuente: API STANDARD 521 (2007).



Gráfica E.2. Distorsión aproximada de la llama debido a la acción del viento.
Fuente: API STANDARD 521 (2007).



APÉNDICE F

MEMORIA DE CÁLCULO DEL DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

Diseño de equipos para cada proceso

Opción 1: Recolección directa hasta el COES

En este caso se requiere una bomba multifásica cuyo diseño se realiza con el mismo procedimiento empleado para las bombas convencionales que se explicará más adelante, solo con la diferencia que el caudal de gas expresado en pies cúbicos actuales por minuto son llevados a barriles por día y adicionados al caudal de flujo volumétrico total máximo manejado por la bomba.

Opción 2: Separación de gas y rebombeo hacia el COES

a) Dimensionamiento del Separador Bifásico Horizontal

➤ Parámetros operacionales

Tabla F.1. Parámetros Generales para el Dimensionamiento del Separador

DATOS			
Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Presión de Operación	P_o	70	lpcm
Temperatura de Operación	T_o	110	°F
Caudal de Gas @ P_o y T_o	Q_g	7,602	pie ³ /s
Caudal de Líquido @ P_o y T_o	Q_l	113.810,32	BPD
		7,396	pie ³ /s
Densidad de Gas @ P_o y T_o	ρ_g	0,2258	lb/pie ³
Densidad de Líquido @ P_o y T_o	ρ_l	61,94	lb/pie ³
Constante de Souder-Brown	K	0,5	pie/s
Factor de sobrediseño	F_{sd}	20	%
Número de Equipos	N_e	4	equipos
Caudal de Gas de Diseño	Q_{gd}	2,281	pie ³ /s
Caudal de Líquido de Diseño	Q_{ld}	2,219	pie ³ /s
Tiempo de retención del líquido	t_r	300	s
Área fraccional del líquido en el separador	A_r	0,67	-
Relación L/D supuesta	L/D_{sup}	5	-

- Cálculo la velocidad crítica del gas (pie/s): este valor se calcula para asegurar que la velocidad superficial del gas a través del separador, sea lo suficientemente baja para prevenir un arrastre excesivo de líquido.

$$v_c = k * \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (F-1)$$

Donde:

ρ_l : densidad del liquido (lb/pie³).

ρ_g : densidad del gas (lb/pie³).

k : constante de Souder-Brown (pie/s).

Los valores de la Constante de Souder-Brown “K” son:

$2,5 < L/D < 4,0$	$k = 0,4$
$4,0 < L/D < 6,0$	$k = 0,5$
$L/D > 6,0$	$k = 0,5 * \frac{L^{0.05}}{L_{Base}}$

Donde:

$$\frac{L_{Base}}{D} = 0,6$$

Nota:

Mínimo permisible $L = 7.5$ pies.

Máximo permisible $K = 0.7$.

Se asume un valor de 0.5 para la Constante de Souder-Brown.

$$v_c = 0,5 \text{ pie} / s * \sqrt{\frac{(61,94 - 0,2258)(\text{lb} / \text{pie}^3)}{0,2258(\text{lb} / \text{pie}^3)}}$$

$$v_c = 8,2661 \text{ pie} / s$$

- Cálculo la velocidad de diseño del gas (pie/s): también conocida como velocidad de vapor permisible, se obtiene partiendo de la velocidad crítica a través de la siguiente fórmula.

$$v_g = 0,8 * v_c \quad (\text{F-2})$$

$$v_g = 0,8 * 8,2661 \text{ pie} / s$$

$$v_g = 6,6129 \text{ pie} / s$$

- Cálculo del área de la sección transversal del espacio de gas en el separador (pie^2): calculada partiendo de la velocidad de diseño del mismo con el fin de realizar la comprobación necesaria de las dimensiones evaluadas.

$$A_{gr} = \frac{Q_g}{v_g} \quad (\text{F-3})$$

Donde:

Q_g : tasa de flujo volumétrico del gas (pie^3/s).

v_g : velocidad de diseño del gas (pie/s).

$$A_{gr} = \frac{2,281 \text{ pie}^3 / s}{6,6129 \text{ pie} / s}$$

$$A_{gr} = 0,3485 \text{ pie}^2$$

- Cálculo del volumen de retención del líquido (pie³)

$$V_r = Q_{ld} * t_r \quad (F-4)$$

Donde:

Q_{ld} : caudal de líquido de diseño (pie³/s).

t_r : tiempo de retención del líquido (s).

$$V_r = 2,219 \text{ pie}^3 / \text{s} * 300 \text{ s}$$

$$V_r = 665,6224 \text{ pie}^3$$

- Longitud del separador (pie): La longitud del separador fue obtenida a través de la relación de una serie de ecuaciones, tal como se muestra a continuación:

Tiempo de retención del líquido (min):

$$t_r = \frac{V_l}{Q_l} \quad (F-5)$$

Donde:

V_l : volumen de retención de líquido (pie³).

Q_l : caudal de líquido (pie³/s).

Volumen de retención del líquido (pie³):

$$V_l = A_l * L \quad (F-6)$$

Donde:

A_l : área del líquido (pie²).

L : longitud (pie).

Área del líquido (pie²):

$$A_l = A_r * A_f \quad (F-7)$$

Donde:

A_r : área total del recipiente (pie²).

A_f : área fraccional.

Área total del recipiente (pie²):

$$A_r = \frac{\pi * D^2}{4} \quad (F-8)$$

Donde:

D : diámetro especificado del recipiente (pie).

$$D = \frac{L}{L/D} \quad (F-9)$$

Donde:

L/D : relación adimensional. Para este caso se asume un valor de 5,0.

L : longitud (pie).

Sustituyendo las diferentes ecuaciones en la correspondiente al tiempo de retención del líquido y despejando L se obtiene lo siguiente:

$$L = \left[\frac{4 * t_r * (L/D)^2 * Q}{\pi * A_f} \right]^{1/3}$$
$$L = \left[\frac{4 * 300s * (5)^2 * 2,219 \text{ pie}^3 / s}{\pi * 0,67} \right]^{1/3}$$
$$L = 31,68 \text{ pie}$$

➤ Diámetro del separador (pie)

Sustituyendo en la ecuación F-9 se obtiene lo siguiente:

$$D = \frac{31,68 \text{ pie}}{5}$$

$$D = 6,32 \text{ pie}$$

Comprobación de las dimensiones:

- Determinación del área total del recipiente

Empleando la ecuación F-8 se obtuvo lo siguiente:

$$A_r = \frac{\pi * (6,42 \text{ pie})^2}{4}$$

$$A_r = 32,34 \text{ pie}^2$$

- Área disponible para el gas en el separador (pie^2)

$$A_g = A_r * (1 - A_f) \tag{F-10}$$

$$A_g = 32,34 \text{ pie}^2 * (1 - 0,67)$$

$$A_g = 10,780 \text{ pie}^2$$

La comprobación se realiza de la siguiente manera:

$$A_g - A_{gr} > 0 \quad \text{El área para gas es suficiente}$$

$$A_g - A_{gr} < 0 \quad \text{Se requiere más área para el gas}$$

$$\text{Comprobación} = 10,780 \text{ pie}^2 - 0,345 \text{ pie}^2$$

$$\text{Comprobación} = 10,435 \text{ pie}^2$$

Se concluye que las dimensiones del separador son las correctas; en caso contrario, se procedería a hacer una serie de iteraciones cambiando el área fraccional del líquido hasta obtener las dimensiones adecuadas. Una vez corroboradas las dimensiones, se determinó el nivel que alcanza el líquido dentro del separador en condiciones normales de operación, partiendo del área fraccional requerida para el gas y otros parámetros para los cuales se utilizó la tabla D.1 (Ver apéndice D).

➤ Cálculo del nivel de líquido (pie)

$$N_l = D_{esp} - h_g \quad (\text{F-11})$$

Donde:

D_{esp} : diámetro del separador (pie).

h_g : altura que alcanza el gas (pie).

Área fraccional del gas (adimensional):

$$A_{fg} = 1 - A_{fl}$$

Donde:

A_{fl} : área fraccional del líquido (pie²).

$$A_{fg} = 1 - 0,67$$

$$A_{fg} = 0,333$$

Altura que alcanza el gas (pie):

$$h = R^* * D_{esp} \quad (F-12)$$

Donde:

R^* : es un valor que partiendo del área fraccional del gas se obtiene de la tabla D.1, para este caso es 0,365.

D_{esp} : diámetro del separador (pie).

$$h_g = 0,365 * 6,420 \text{ pie}$$

$$h_g = 2,312 \text{ pie}$$

Sustituyendo en la ecuación F-11 se tiene:

$$N_l = 6,330 \text{ pie} - 2,312 \text{ pie}$$

$$N_l = 4,022 \text{ pie}$$

b) Diseño del KOD

➤ Parámetros operacionales

Tabla F.2. Parámetros utilizados para el diseño del KOD

DATOS			
Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Capacida de manejo de Gas	Q_s	3,5	MMPCED
Temperatura de operación	T_o	107,00	°F
Presión de operación	P_o	19,70	lpca
Peso molecular del gas	MW	18,35	lb/lbmol
Densidad del liquido	ρ_l	61,94	lb/pie ³
Flujo másico del liquido	W_l	28,981	lb/s
Tiempo de alivio de líquido	t_{al}	30,0	min
Factor de compresibilidad	Z	0,9877	-
Relación L/D	L/D	3,0	-

Para el dimensionamiento de este equipo es necesario suponer un diámetro, una relación L/D y un volumen entre el nivel bajo y alto de líquido basado en los tiempos

de alivio y a la cantidad de gas, posteriormente se deben realizar las respectivas iteraciones hasta obtener un diseño óptimo.

➤ Longitud del separador (pie)

Despejando de la ecuación F-9 utilizada en el diseño del separador bifásico se obtiene.

$$L_c = D * L / D$$

Donde:

D : diámetro del recipiente (pie).

L / D : relación entre la longitud y el diámetro del recipiente(adimensional).

Para el cálculo de la longitud se asume lo siguiente:

$$D = 2,5 \text{ pie}$$

$$L / D = 3$$

$$L_c = 2,5 \text{ pie} * 3$$

$$L_c = 7,5 \text{ pie}$$

➤ Niveles de operación (pie)

Los niveles de operación se determinan asumiendo un porcentaje para cada uno con respecto al diámetro total, según criterios de ingeniería.

$NBBL = 9 \text{ pulg} = 0,75 \text{ pie}$, esto según lo que establece la comer PDVSA MDP-03-S-03.

$NBL = 1 \text{ pie}$, pues le corresponde el 40% con respecto al diámetro.

$NAL = 1,65 \text{ pie}$, asumiendo para este nivel el 66% del espacio total.

➤ Flujo másico del gas (lb/s)

$$W_g = 0,03049098(\text{lbmol} * \text{Dia}) / (\text{MMPCE} * s) * Q * MW \quad (\text{F-13})$$

Donde:

Q_s : caudal de manejo de gas (MMPCED).

MW : peso molecular de gas (lb/lbmol).

$$W_g = 0,03049098(\text{lbmol} * \text{Dia}) / (\text{MMPCE} * s) * 3,5\text{MMPCE} / \text{Dia} * 18,35\text{lb} / \text{lbmol}$$

$$W_g = 1,9583\text{lb} / s$$

➤ Densidad del gas (lb/pie³)

$$\rho_g = P_o * MW / [10,73(\text{psia} * \text{pie}^3) / (\text{lbmol} * R) * Z * T_o] \quad (\text{F-14})$$

Donde:

P_o : presión de operación (lpca).

MW : peso molecular de gas (lb/lbmol).

Z : factor de compresibilidad (adimensional).

T_o : temperatura de operación (R).

$$\rho_g = 19,7\text{lpca} * 18,35\text{lb} / \text{lbmol} / [10,73(\text{lpca} * \text{pie}^3) / (\text{lbmol} * R) * 0,9877 * 566\text{R}]$$

$$\rho_g = 0,0601\text{lb} / \text{pie}^3$$

➤ Caudal de gas (pie³/s)

$$Q_g = W_g / \rho_g \quad (\text{F-15})$$

Donde:

ρ_g : densidad del gas en el equipo (lb/pie³).

W_g : flujo másico de gas (lb/s).

$$Q_g = 1,9583 \text{ lb/s} / 0,0601 \text{ lb/pie}^3$$

$$Q_g = 32,5840 \text{ pie}^3 / \text{s}$$

➤ Caudal de líquido (pie³/min)

$$Q_l = W_l / \rho_l \quad (\text{F-16})$$

Donde:

ρ_l : densidad del líquido en el equipo (lb/pie³).

W_l : flujo másico de líquido (lb/min).

$$Q_l = 28,981 \text{ lb/min} / 61,94 \text{ lb/pie}^3$$

$$Q_l = 0,4678 \text{ pie}^3 / \text{min}$$

➤ Área transversal total (pie²)

Empleando la ecuación F-8 del dimensionamiento del separador bifásico se tiene:

$$A_T = \pi * (2,5 \text{ pie})^2 / 4$$

$$A_T = 4,9087 \text{ pie}^2$$

➤ Área disponible para el gas (pie²)

Para el cálculo del área de un segmento partiendo del área fraccional se utiliza la siguiente ecuación:

$$A_{seg} = A^* * A_T \quad (F-17)$$

Donde:

A^* : es un valor que partiendo de la altura fraccional del gas se obtiene de la tabla D.1.

A_T : área total del recipiente (pie²)

Altura fraccional del gas:

Despejando de la ecuación 12 se obtiene:

$$R^* = \frac{h_{Tope-N_{AL}}}{D}$$

Donde:

$h_{Tope-N_{AL}}$: es la altura desde el tope del recipiente hasta el nivel alto de líquido (N_{AL}) (pie).

D : diámetro del recipiente (pie).

$$h_{Tope-N_{AL}} = D - N_{AL}$$

$$h_{Tope-N_{AL}} = 2.5 \text{ pie} - 1.65 \text{ pie}$$

$$h_{Tope-N_{AL}} = 0.85 \text{ pie}$$

$$R^* = \frac{0.85 \text{ pie}}{2.5 \text{ pie}}$$

$$R^* = 0,340$$

Partiendo de R^* se obtiene:

$$A^* = 0,293$$

$$A_g = 0,293 * 4,908 \text{ pie}^2$$

$$A_g = 1,438 \text{ pie}^2$$

➤ Área disponible para el líquido (pie^2)

$$A_l = A_T - A_g$$

Donde:

A_g : área disponible para el gas (pie^2).

A_T : área total del recipiente (pie^2)

$$A_l = 4,908 \text{ pie}^2 - 1,438 \text{ pie}^2$$

$$A_l = 3,469 \text{ pie}^2$$

➤ Velocidad del gas (pie^2/s)

$$v_g = Q_g / A_g \tag{F-18}$$

Donde:

Q_g : caudal de gas (pie^3/s).

A_g : área disponible para el gas (pie^2).

$$v_g = \frac{32,5840 \text{ pie}^3 / \text{s}}{1,4380 \text{ pie}^2}$$

$$v_g = 22,6592 \text{ pie} / \text{s}$$

Se debe realizar la respectiva comprobación para determinar si el diseño del equipo es el más adecuado para el manejo de las volumetrías, la cual se realiza de la siguiente manera:

Primera comprobación

➤ Longitud mínima requerida para el separador (pie)

$$L_{\min} = v_g * t_{caída} \quad (F-19)$$

Donde:

v_g : velocidad del gas en el recipiente (pie/s).

$T_{caída}$: tiempo de caída de la gota (s).

Tiempo de caída de la gota (s):

$$t_{caída} = h_{Tope-NAL} / v_{caída} \quad (F-20)$$

Donde:

v_g : velocidad del gas en el recipiente (pie/s).

$t_{caída}$: tiempo de caída de la gota (s).

Velocidad de caída de la gota (pie/s):

$$v_{caída} = 1,15 * \sqrt{\frac{32,2 * d * (\rho_c - \rho_g)}{C * \rho_g}} \quad (F-21)$$

$$C(Re)^2 = 95000000 * \rho_g * d^3 * (\rho_c - \rho_g) / \mu_g^2 \quad (F-22)$$

Donde:

C : coeficiente de arrastre que se obtiene a partir de $C(Re)^2$.

ρ_g : densidad del gas en el recipiente (lb/pie³).

ρ_c : densidad del condensado en el gas (lb/pie³).

d : diámetro de la partícula de condensado (0,0009843 pie, equivale a 300 micrones).

μ_g : viscosidad del gas (cP).

$$C(Re)^2 = \frac{95000000 \text{ pie}^3 * cP^2 / lb^2 * 0,0601 lb / \text{pie}^3 * (0,0009843 \text{ pie})^3 * (61,94 lb / \text{pie}^3 - 0,0601 lb / \text{pie}^3)}{(0,01140 cP)^2}$$

$$C(Re)^2 = 2592,5100$$

Partiendo de este valor y utilizando el gráfico E.1 se obtuvo el siguiente valor para el coeficiente de arrastre C :

$$C = 1.7$$

$$v_{caída} = 1,15 * \sqrt{\frac{32,2 \text{ pie} / s^2 * 0,0009843 \text{ pie} * (61,94 lb / \text{pie}^3 - 0,0601 lb / \text{pie}^3)}{1,7 * 0,0601 lb / \text{pie}^3}}$$

$$v_{caída} = 5,04 \text{ pie} / s$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación 20 se obtiene el tiempo de caída:

$$t_{caída} = \frac{0,85 \text{ pie}}{5,04 \text{ pie} / s}$$

$$t_{caída} = 0,1687 s$$

Con estos datos es posible calcular la longitud mínima requerida para este separador, la cual se obtiene a partir de la ecuación F-19.

$$L_{\min} = 22,6592 \text{ pie} / s * 0,1687s$$

$$L_{\min} = 3,82 \text{ pie}$$

Segunda comprobación

➤ Volumen de alivio de líquido (pie^3)

$$V_{al} = Q_l * t_{al} \quad (\text{F-23})$$

Donde:

Q_l : caudal de líquido (pie^3/min).

t_{al} : tiempo de alivio de líquido (para este caso 30 min).

$$V_{al} = 0,4678 \text{ pie}^3 / \text{min} * 30 \text{ min}$$

$$V_{al} = 14,04 \text{ pie}^3 = 2,49 \text{ Barriles}$$

$$V_{al} \cong V_{als}$$

Como $L > L_{\min}$ y $V_{al} \cong V_{als}$ las dimensiones son las apropiadas para el manejo de las volumetrías.

c) Diseño del mechurrio para la disposición segura de los gases de alivio

➤ Parámetros operacionales

Tabla N° F.3. Parámetros utilizados para el diseño del mechorrio.

DATOS			
Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Peso molecular del gas	MW	18,35	lb/lbmol
Relación de calores específicos	k	1,0	-
Temperatura del gas en el mechorrio	T	550,0	°R
Presión del gas en el tip	P	14,7	lpca
Número de Mach en el tip	Mach	0,2	-
Factor de compresibilidad del gas @ T y P	Z	1,0	-
Poder calorífico del gas	Pc	25.000	BTU/lb
Velocidad del viento	V_{viento}	20	pie/s
Radiación permisible	K_P	140	BTU/h-pie ²
Radiación solar	K_S	300	BTU/h-pie ²
Fracción de calor radiada	F	0,3	-

➤ Flujo másico del gas (lb/s)

Sustituyendo en la ecuación F-13:

$$W = 109,7965(\text{lbmol} * \text{Dia}) / (\text{MMPCE} * h) * Q * MW$$

Donde:

Q_s : caudal de manejo de gas (MMPCED).

MW : peso molecular de gas (lb/lbmol).

$$W = 109,7965(\text{lbmol} * \text{Dia}) / (\text{MMPCE} * h) * 3,5\text{MMPCE} / \text{Dia} * 18,35\text{lb} / \text{lbmol}$$

$$W = 7051,6802\text{lb} / h$$

➤ Densidad del gas (lb/pie³)

Empleando la ecuación F-14, se obtiene lo siguiente:

$$\rho_g = 14,7 \text{ lpca} * 18,35 \text{ lb / lbmol} / \left[10,73 (\text{lpca} * \text{pie}^3) / (\text{lbmol} * R) * 1 * 550 R \right]$$

$$\rho_g = 0,0459 \text{ lb / pie}^3$$

➤ Cálculo del diámetro de la estaca (pie)

$$D = \sqrt{0,00001702 * \frac{W}{P_2 * Mach} * \left[\frac{Z * T}{k * MW} \right]^{0,5}} \quad (\text{F-24})$$

Donde:

W : flujo másico máximo de gas a ventear (lb/h).

P_2 : presión en la boquilla del mechorrio (igual a 14,7 lpca).

$Mach$: número de Mach en la boquilla del mechorrio (supuesto para este caso 0.2 adimensional).

Z : factor de compresibilidad del gas, a las condiciones de la boquilla.

T : temperatura del gas en la boquilla (R).

k : relación de calores específicos (adimensional).

MW : peso molecular del gas (lb/lbmol).

$$D = \sqrt{0,00001702 \frac{\text{pie}^2}{(\text{lb / lpca} * h) * (R * \text{lbmol / lb})^{0,5}} * \frac{7051,68 \text{ lb / h}}{14,7 \text{ lpca} * 0,2} * \left[\frac{0,9966 * 550^\circ R}{1 * 18,35 \text{ lb / lbmol}} \right]^{0,5}}$$

$$D = 0,5 \text{ pie}$$

➤ Área transversal de la boquilla del mechorrio (pie²)

Este se parámetro se determina utilizando la ecuación 08, de la siguiente manera:

$$A_T = \pi * (0,5 \text{ pie})^2 / 4$$

$$A_T = 0,196 \text{ pie}$$

➤ Velocidad del gas (pie/s)

$$v_g = W / (3600 * A_T * \rho_g) \quad (\text{F-25})$$

Donde.

ρ_g : densidad del gas a la temperatura y presión de alivio en la boquilla (lb/pie³).

A_T : área transversal de la boquilla del mechurrio (pie²).

$$v_g = \frac{7051,68 \text{ lb} / \text{h}}{3600 \text{ s} / \text{h} * 0,196 \text{ pie}^2 * 0,0459 \text{ lb} / \text{pie}^3}$$

$$v_g = 217,73 \text{ pie} / \text{s}$$

➤ Calor total liberado por la combustión (BTU/h)

$$Q = P_c * W \quad (\text{F-26})$$

Donde:

P_c : poder calorífico inferior del gas (BTU/lb).

W : flujo másico máximo de gas a ventear (lb/h).

$$Q = 25.000 \text{ BTU} / \text{lb} * 7.051,68 \text{ lb} / \text{h}$$

$$Q = 176292000 \text{ BTU} / \text{h}$$

➤ Longitud de la llama (pie)

$$L = 3,94 \text{ pie} / (\text{BTU} / \text{h})^{0,474} * (Q * 10^{-6})^{0,474} \quad (\text{F-27})$$

Donde:

Q : calor total liberado por la combustión (BTU/h).

$$L = 3,94 \text{ pie} / (\text{BTU} / \text{h})^{0,474} * (176292000 \text{ BTU} / \text{h} * 10^{-6})^{0,474}$$

$$L = 45,73 \text{ pie}$$

➤ Distorsión de la llama (adimensional)

$$Dist = \frac{v_{viento}}{v_g} \quad (\text{F-28})$$

Donde:

v_{viento} : velocidad del viento (pie/s).

v_g : velocidad del gas (pie/s).

$$Dist = \frac{20 \text{ pie} / \text{s}}{217,73 \text{ pie} / \text{s}}$$

$$Dist = 0,092$$

Nota: a partir de la distorsión se determinan las relaciones adimensionales de la distancia horizontal y vertical de deformación de la llama desde la punta del mechurrio respecto a la longitud de la misma, necesarias para calcular la altura de la estaca y la distancia horizontal segura.

➤ Desplazamiento horizontal y vertical de la deformación de la llama (pie)

$$X_C = 0,5 * (\Delta x / L) * L \quad (\text{F-29})$$

$$Y_C = 0,5 * (\Delta y / L) * L \quad (\text{F-30})$$

Donde:

$\Delta x/L$: distancia horizontal de deformación de la llama, obtenido de la gráfica E.2 (adimensional).

$\Delta y/L$: distancia vertical de deformación de la llama, obtenido de la gráfica E.2 (adimensional).

L : longitud de la llama (pie).

$$X_C = 0,5 * 0,77 * 45,73 \text{ pie}$$

$$X_C = 17,61 \text{ pie}$$

$$Y_C = 0,5 * 0,46 * 45,73 \text{ pie}$$

$$Y_C = 10,52 \text{ pie}$$

➤ Altura del mechurrio (pie)

$$H = H' - Y_C \quad (\text{F-31})$$

Donde:

H' : distancia mínima desde el punto medio de la llama y la base de del mechurrio (pie).

Y_C : desplazamiento vertical de la deformación de la llama (pie).

$$H' = \sqrt{\frac{\tau * F * Q}{4 * \pi * K}} \quad (\text{F-32})$$

Donde:

τ : fracción de intensidad de calor transmitida (adimensional).

F : fracción de calor radiada.

Q : calor total liberado por la combustión (BTU/h).

K : radiación permisible, excluyendo la solar (1200 BTU/h-pie²).

$$\tau = 0,79 \text{ pie}^{0,0625} * \left(\frac{100}{\% \text{humedad.relative}} \right)^{0,0625} * \left(\frac{100 * 0.3048 \text{ m} / \text{pie}}{d} \right)^{0,0625} \quad (\text{F-33})$$

Donde:

d : distancia desde el centro de la llama hasta la base, asumida (m).

Nota: para determinar la altura de este equipo se realiza una serie de iteraciones, tal y como se muestra a continuación:

Primera Iteración

Asumiendo $d=20$ m. y utilizando la ecuación F-32 se obtiene:

$$\tau = 0,79 \text{ pie}^{0,0625} * \left(\frac{100}{75} \right)^{0,0625} * \left(\frac{100 * 0.3048 \text{ m} / \text{pie}}{20 \text{ m}} \right)^{0,0625}$$
$$\tau = 0,82579514$$

Sustituyendo en la ecuación 31 se tiene:

$$H' = \sqrt{\frac{0,82579514 * 0,3 * 176292000 \text{ BTU} / \text{h}}{4 * \pi * 1200 \text{ BTU} / \text{h} - \text{pie}^2}}$$

$$H' = 53,83 \text{ pie} = 16,15 \text{ m}$$

Se realiza nuevamente el procedimiento obteniéndose lo siguiente:

$$\tau = 0,79 \text{ pie}^{0,0625} * \left(\frac{100}{75} \right)^{0,0625} * \left(\frac{100 * 0.3048 \text{ m} / \text{pie}}{16,15 \text{ m}} \right)^{0,0625}$$

$$\tau = 0,83690452$$

$$H' = \sqrt{\frac{0,83690452 * 0,3 * 176292000 \text{ BTU} / h}{4 * \pi * 1200 \text{ BTU} / h - \text{pie}^2}}$$

$$H' = 54,19 \text{ pie} = 16,46 \text{ m}$$

Segunda Iteración

Asumiendo $d = 16 \text{ m}$ y realizando el mismo procedimiento se obtiene lo siguiente:

$$\tau = 0,8373927$$

$$H' = 54,21 \text{ pie} = 16,46 \text{ m}$$

Partiendo de H' se calcula nuevamente τ y se obtiene finalmente la distancia mínima requerida.

$$\tau = 0,8359106$$

$$H' = 54,16 \text{ pie} = 16,46 \text{ m}$$

Con dos iteraciones fue obtenida la distancia mínima requerida desde el centro de la llama y partiendo de la ecuación F-30 se obtiene la altura del mechurrio.

$$H = 54,16 \text{ pie} - 10,52 \text{ pie}$$

$$H = 43,64 \text{ pie}$$

➤ Distancia horizontal segura (pie)

$$R = R' + X_c \tag{F-34}$$

Donde:

R' : distancia horizontal desde el centro de la llama hasta el objeto radiado (pie).

X_c : desplazamiento horizontal entre el eje de la estaca y el centro de llama (pie).

Nota: al igual que para el cálculo de la altura se debe hacer una serie de iteraciones cuyo procedimiento se explica a continuación.

Primera Iteración

Se asume una distancia horizontal, a la cual se le resta el desplazamiento horizontal y se calcula la distancia desde el centro de la llama hasta el punto en estudio, empleando el teorema de Pitágoras como se muestra a continuación:

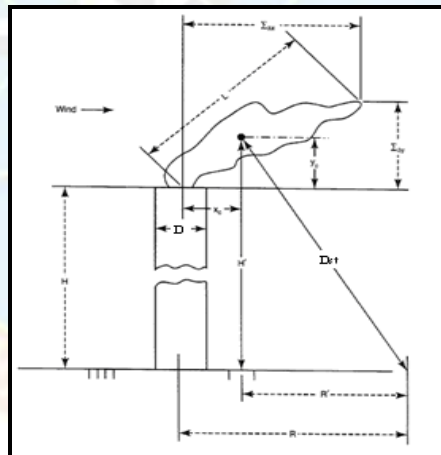


Figura F.1. Dimensiones de referencia en el dimensionamiento del mechorro.

Se asume $R=114,83 \text{ pie} = 35\text{m}$ y se despeja R' de la ecuación F-33.

$$R' = 114,83 \text{ pie} - 17,61 \text{ pie}$$

$$R' = 97,22 \text{ pie}$$

Empleando el teorema de Pitágoras de tiene:

$$D_{st} = [H'^2 + R'^2]^{0,5} \quad (F-35)$$

$$D_{st} = [(54,16 \text{ pie})^2 + (97,22 \text{ pie})^2]^{0,5}$$

$$D_{st} = 111,29 \text{ pie} = 33,86 \text{ m}$$

Con D_{st} y utilizando la ecuación F-32 se obtiene lo siguiente:

$$\tau = 0,79 \text{ pie}^{0,0625} * \left(\frac{100}{75}\right)^{0,0625} * \left(\frac{100 * 0.3048 \text{ m} / \text{ pie}}{33,86 \text{ m}}\right)^{0,0625}$$

$$\tau = 0,7991007$$

Posteriormente con estos datos y despejando de la ecuación F-31 se calcula la radicación permisible en ese punto, tal y como se muestra a continuación:

$$K = \frac{0,7991077 * 0,3 * 176292000 \text{ BTU} / \text{ h}}{4 * \pi * (111,29 \text{ pie})^2}$$

$$K = 271,55 \text{ BTU} / \text{ h} - \text{pie}^2$$

Como $K > 140 \text{ BTU/h-pie}^2$ se debe asumir otra distancia y repetir nuevamente el procedimiento.

Segunda Iteración

Se asume $R = 160,76 \text{ pie} = 49 \text{ m}$.

$$R' = 143,15 \text{ pie} = 43,59 \text{ m}$$

$$D_{st} = 153,02 \text{ pie}$$

$$\tau = 0,783278$$

$$K = 140 \text{ BTU} / h - \text{pie}^2$$

Como la radiación máxima para ese punto fue igual a la permisible, se concreta la distancia horizontal segura desde el eje central del mechurrio hasta la ubicación a terceros (R) es igual a 160,76 pie.

➤ Caudal de gas de purga requerido (MPCED)

$$Q_{gp} = \frac{0,05 * (D)^3}{MW_{gp}^{0,565}} \quad (\text{F-36})$$

Donde:

D : diámetro de la estaca del mechurrio (pulg).

MW_{gp} = peso molecular del gas de purga (lb/lbmol).

$$Q_{gp} = \frac{0,05 \text{ MPCED} / \text{pul}^3 * (\text{lb} / \text{lbmol})^{0,565} * (6 \text{ pul})^3}{(18,35 \text{ lb} / \text{lbmol})^{0,565}}$$

$$Q_{gp} = 2,0867 \text{ MPCED}$$

d) Dimensionamiento del tanque de almacenamiento

➤ Parámetros operacionales

Tabla F.4. Parámetros operacionales para el diseño de los tanques

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Temperatura de operación	T_O	110,2	°F
Presión de operación	P_O	14,7	psia
Presión de vapor	P_V	2,152	psia
Gravedad específica	GE	0,992	-
Flujo llenado	Q_L	113933	BPD
Flujo vaciado	Q_V	114857	BPD
Tiempo de residencia	T_R	12	Hr
Factor de sobrediseño	FS	20	%
Número de Tanques	N_T	2	tanques
Altura de boquilla de descarga	H_D	1,5	pie
Tiempo mínimo entre niveles	T_H	10	min
Factores de conversión	F_1	0,003899	BPD / (pie ³ /min)
	F_2	0,1781	BLS / pie ³
	F_3	12	pulg/pie
	F_4	0,00006498	BPD / (pie ³ /s)
Altura máxima de oscilación del líquido	H_O	2	pie
Velocidad máxima en las boquillas	U_B	4	pie/s

➤ Capacidad de operación del tanque (BLS)

$$V_o = \frac{Q_L * T_R}{N_T} \quad (F-37)$$

Donde:

Q_L : flujo de llenado (BPD).

T_R : tiempo de retención de residencia (D).

N_T : número total de tanques.

$$V_o = [113.933BLS / D * 0,5D] / 2$$

$$V_o = 28.483BLS$$

➤ Capacidad de diseño (BLS)

$$V_D = V_o * [1 + (FS/100\%)] \quad (F-38)$$

Donde:

V_o : capacidad de operación (BLS).

FS: factor de sobrediseño (Porcentaje).

$$V_D = 28.483BLS * \left(1 + \frac{20}{100}\right)$$

$$V_D = 34.180BLS$$

➤ Diámetro, altura y capacidad neta del tanque

Estas dimensiones se calcularon usando como premisa la capacidad de diseño del tanque y empleando la tabla N° C.2 obtenida de la norma API Standard 650.

Tabla F.5. Dimensiones nominales del tanque por Norma API 650

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Altura (API 650)	H_T	40	pie
Diámetro (API 650)	D_T	80	pie
Capacidad Neta (API 650)	V_N	35840	BBL

➤ Temperatura de diseño (°F)

$$T_D = T_o + 50^\circ F \quad (F-39)$$

Donde:

T_o : temperatura de operación (°F).

$$T_D = 110,2^\circ F + 50^\circ F$$

$$T_D = 160,2^\circ F$$

➤ Nivel muy bajo de líquido (pie)

Se fija a 2,5 pies por encima de la altura de la boquilla de descarga del tanque, para asegurar una presión de succión en la bomba mayor a los 0 lpcm.

$$N_{BBL} = H_D + 2,5 \text{ pie} \quad (\text{F-40})$$

Donde:

H_D : altura de la boquilla de descarga del tanque (pie).

$$N_{BBL} = 1,5 \text{ pie} + 2,5 \text{ pie}$$

$$N_{BBL} = 4 \text{ pie}$$

➤ Nivel bajo de líquido (pie)

$$N_{BL} = N_{BBL} + \left[T_H * \frac{Q_v}{N_T} * F_1 / \left(\frac{\pi}{4} * D_T^2 \right) \right] \quad (\text{F-41})$$

Donde:

N_{AAL} : nivel muy bajo de líquido (pie).

T_H : tiempo mínimo entre niveles (min).

Q_v : caudal de vaciado (BPD).

F_1 : factor de conversión de BPD a pie^3/min , $[0,0039 \text{ pie}^3/\text{min} / \text{BPD}]$.

D_T : diámetro del tanque (pie).

Nota: debe verificarse si el término $T_H * \frac{Q_v}{N_T} * F_1 / \left(\frac{\pi}{4} * D_T^2 \right)$ es superior a 0,5 pie para poder utilizar dicho valor. De ser inferior, se especifica una distancia entre niveles igual a 0,5 pie.

$$N_{BL} = 4 pie + \left[10 \text{ min} * \frac{114857 BLS / D}{2} * \frac{0,0039 (Pie^3 * D) / (\text{min} * BLS)}{(\pi / 4) * (80 pie)^2} \right]$$

$$N_{BL} = 4 pie + 0,4458 pie$$

$$N_{BL} = 4,4458 pie$$

➤ Nivel muy alto de líquido (pie)

$$N_{AAL} = H_T - H_o \quad (F-42)$$

Donde:

H_T : altura del tanque (pie).

H_o : máxima altura de oscilación del líquido dentro del tanque (pie).

$$N_{AAL} = 40 pie - 2 pie$$

$$N_{AAL} = 38 pie$$

➤ Nivel alto de líquido (pie)

$$N_{AL} = N_{AAL} - \left[T_H * \frac{Q_L}{N_T} * F_1 / \pi / 4 * D_T^2 \right] \quad (F-43)$$

Donde:

N_{AAL} : nivel muy alto de líquido (pie).

T_H : tiempo mínimo entre niveles (min).

Q_L : caudal de llenado (BPD).

F_1 : factor de conversión de BPD a pie³/min, [0,0039 pie³/min / BPD].

D_T : diámetro del tanque (pie).

Nota: debe verificarse si el término $T_H * Q_L / N_T * F_1 / (\pi/4 * D_T^2)$ es superior a 0,5 pie para poder utilizar dicho valor. De ser inferior, se especifica una distancia entre niveles igual a 0,5 pie.

$$N_{AL} = 38 \text{ pie} - \left[10 \text{ min} * \frac{113933 \text{ BLS} / D}{2} * \frac{0,0039 (\text{Pie}^3 * D) / (\text{min} * \text{BLS})}{(\pi/4) * (80 \text{ pie})^2} \right]$$

$$N_{AL} = 37,55 \text{ pie}$$

➤ Capacidad útil del tanque (BLS)

$$V_u = (H_H - H_L) * F_2 * (\pi/4 * D_T^2) \quad (\text{F-44})$$

Donde:

N_{AL} : nivel alto de líquido (pie).

N_{BL} : nivel bajo de líquido (pie).

F_2 : factor de conversión de pie^3 a BLS, [0,1781 BLS/ pie^3].

D_T : diámetro del tanque (pie).

$$V_u = (37,5 \text{ pie} - 4,5 \text{ pie}) * 0,1781 \text{ BLS} / \text{pie}^3 * (\pi/4 * (80 \text{ pie})^2)$$

$$V_u = 29.544 \text{ BLS}$$

Nota: Debe verificarse que la capacidad útil del tanque sea mayor a la capacidad de operación establecida como premisa. De no ser así, deben ajustarse los niveles de operación, o seleccionar un tanque con capacidad similar y otras dimensiones en la que se obtenga el volumen requerido.

➤ Altura de la boquilla de rebose (pie)

$$H_R = N_{AAL} + \left[T_H * \frac{Q_v}{N_T} * F_1 / \left(\frac{\pi}{4} * D_T^2 \right) \right] \quad (F-45)$$

Donde:

N_{AAL} : nivel muy alto de líquido (pie).

T_H : tiempo mínimo entre niveles (min).

Q_L : caudal de llenado (BPD).

F_1 : factor de conversión de BPD a pie^3/min , [0,0039 pie^3/min / BPD].

D_T : diámetro del tanque (pie).

Nota: se sigue la misma premisa que se utiliza para el cálculo del nivel alto y bajo de líquido

$$H_R = 38 \text{ pie} + \left[10 \text{ min} * \frac{114857 \text{ BLS} / D * 0,0039 (\text{Pie}^3 * D) / (\text{min} * \text{BLS})}{2 (\pi / 4) * (80 \text{ pie})^2} \right]$$

$$H_R = 38,5 \text{ pie}$$

➤ Diámetro de la boquilla de alimentación (pulg)

$$D_A = F_3 * \left(\frac{4}{\pi} * F_4 * \frac{Q_L}{N_T} * U_B \right)^{1/2} \quad (F-46)$$

Donde:

F_3 : factor de conversión de pie a pulgadas (12 pulg/pie).

F_4 : factor de conversión de BPD a pie^3/s (0,0000649836 pie^3/s / BPD).

Q_L : caudal de llenado (BPD).

U_B : velocidad máxima en las boquillas (pie/s).

$$D_A = 12 \text{ pulg/ pie} * \left(\frac{4}{\pi} * 0,00006498 \frac{\text{pie}^3 / \text{s}}{\text{BPD}} * \frac{113.9363 \text{BPD}}{2 * 4 \text{ pie} / \text{s}} \right)^{1/2}$$

$$D_A = 13,03 \text{ pulg}$$

➤ Diámetro de la boquilla de descarga (pulg)

Se utiliza la misma ecuación 45, solo que el caudal de llenado se sustituye por el caudal de vaciado.

$$D_D = 12 \text{ pulg/ pie} * \left(\frac{4}{\pi} * 0,0006498 \frac{\text{pie}^3 / \text{s}}{\text{BPD}} * \frac{114.857 \text{BPD}}{2 * 4 \text{ pie} / \text{s}} \right)^{1/2}$$

$$D_D = 13,08 \text{ pulg}$$

➤ Porcentaje de volumen muerto (%)

$$V_M = 100 * (V_N - V_U) / V_N \quad (\text{F-47})$$

Donde:

V_N : capacidad neta (BLS).

V_U : capacidad útil (BLS).

$$V_M = 100 * (35.840 \text{BBL} - 29.544 \text{BBL}) / 35.840 \text{BBL}$$

$$V_M = 17,568\%$$

e) Dimensionamiento de las Bombas

➤ Parámetros operacionales

Tabla F.6. Parámetros operacionales para el diseño de bombas

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Densidad del Fluido	ρ_c	61,58	lb/pie ³
Gravedad específica del agua	G.E.	0,986	-
Presión de vapor del fluido @ T _{OP} (°F)	P_V	2,152	lpca
Caída de presión debido al filtro de la bomba	ΔP_{FB}	-1	lpc
Aceleración de gravedad	g	32,2	pie/s ²
Constante dimensional	g_C	32,2	lb*pie/lbf*s ²
Presión de operación del tanque	P_{OT}	14,7	lpca
Diámetro de la succión de la bomba	D₁	8	pulg
Diámetro en la descarga de la bomba	D₂	6	pulg
Eficiencia de la Bomba	E₀	0,6	-
Eficiencia del motor eléctrico de la bomba	E_M	0,925	-
Temperatura de operación de la bomba	T_O	111,3	°F

➤ Cálculo del caudal de flujo volumétrico total máximo (gpm)

Este caudal se obtiene del balance de masa y energía que proporciona el simulador Hysys 3.2

$$Q_T = 3319 \text{ gpm}$$

$$Q_T = 113.810 \text{ BPD}$$

➤ Determinación del número de bombas operativas: se eligieron bombas que manejen aproximadamente 25000 BPD cada una, por lo que se especificaron 5 bombas para manejar el caudal total de los fluidos.

$$N_{BO} = 5 \text{ bomba}$$

➤ Caudal de flujo volumétrico unitario por bomba (gpm/bomba)

$$Q_{UB} = \frac{Q_{T(máx)}}{N_{BO}} \quad (F-48)$$

Donde:

$Q_{T(máx)}$: caudal de presurización total a ser manejado (gpm).

N_{BO} : número de bombas operativas (bomba).

$$Q_{UB} = \frac{113.810BPD}{5bombas}$$

$$Q_{UB} = 22.762BPD / bomba$$

$$Q_{UB} = 664gpm / bomba$$

➤ Caudal nominal especificado por bomba (gpm)

El caudal nominal manejado por las bombas se especifica de acuerdo a la capacidad reportada por los fabricantes

$$Q_{NB} = gpm$$

$$Q_{NB} = 670gpm / bomba$$

➤ Condiciones de Succión de la bomba

Para el cálculo de las presiones críticas se establecen las dimensiones y alturas, todas medidas con el mismo nivel de referencia. La altura de la succión de la bomba se especifica en la Norma PDVSA MDP-02-P-02.

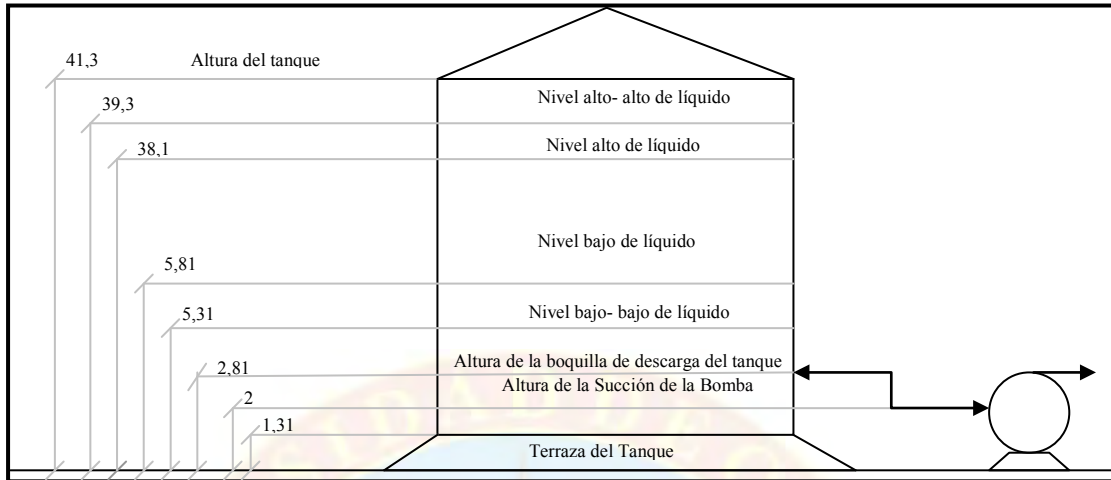


Figura F.2. Dimensiones del tanque de almacenamiento utilizadas para el cálculo de las condiciones de succión de la bomba.

- Presión máxima de descarga del tanque de recibo (lpca)

$$P_{o(máx)} = P_{atm} + [(N_{AT} - H_{DT}) * G.E / 2,31] \quad (F-49)$$

Donde:

P_{atm} : presión atmosférica (14,7 lpca).

N_{AT} : nivel de operación Alto-Alto del tanque de recibo (pie).

H_{DT} : altura de la boquilla de descarga del tanque (pie).

$G.E$: gravedad específica del agua (adimensional).

$$P_{o(máx)} = 14,7lpca + \left[(39,3pie - 2,81pie) * \frac{0,986}{2,31pie / lpca} \right]$$

$$P_{o(máx)} = 30,28lpca$$

- Presión mínima de descarga del tanque de recibo (lpca)

Se utiliza la misma ecuación 48, solo que el nivel de operación Alto-Alto del tanque de recibo N_{AT} se sustituye por el nivel de operación Bajo-Bajo N_{BT} .

$$P_{o(\min)} = 14,7lpca + \left[(5,31pie - 2,81pie) * \frac{0,986}{2,31pie / lpca} \right]$$

$$P_{o(\min)} = 15,78lpca$$

➤ Presión máxima de succión de la bomba (lpca)

$$P_{1(\max)} = P_{o(\max)} + \Delta P_{TB} \quad (F-50)$$

Donde:

$P_{o(\max)}$: presión máxima de descarga del tanque de almacenamiento (lpca).

ΔP_{TB} : caída de presión en tuberías desde el tanque hasta la bomba (lpca).

$$P_{1(\max)} = 30,28lpca + (-1lpca)$$

$$P_{1(\max)} = 29,28lpca$$

➤ Presión mínima de succión de la bomba (lpca)

Se utiliza la ecuación F-49, solo se cambia la presión máxima de descarga del tanque de almacenamiento $P_{1(\max)}$ por la presión mínima $P_{0(\min)}$.

$$P_{1(\min)} = P_{o(\min)} + \Delta P_{TB}$$

$$P_{1(\min)} = 15,78lpca + (-1lpca)$$

$$P_{1(\min)} = 14,78lpca$$

➤ Cabezal neto de succión positiva disponible (pie)

$$NPSH_D = (P_{l(\min)} - P_v) * g_c * 144 / \rho_c * g \quad (F-51)$$

Donde:

$NPSH_D$: cabezal neto de succión positiva disponible (pie).

$P_{l(\min)}$: presión mínima de succión de la bomba (lpca).

P_v : presión de vapor (lpca).

ρ_c : densidad del agua (lb/pie³).

g : aceleración de gravedad (pie/s²).

g_c : constante dimensional (lb*pie/lbf*s²).

$$NPSH_D = (14,78lpca - 2,152lpca) * 32,2(lb * pie) / (lbf * s^2) * \frac{144lbf / (lpca * pie^2)}{61,58lb / pie^3 * 32,2 pie / s^2}$$

$$NPSH_D = 29,53 pie$$

➤ Cabezal neto de succión positiva especificado (pie)

$$NPSH_E = NPSH_D / FS \quad (F-52)$$

Donde:

$NPSH_E$: cabezal neto de succión positiva especificado (pie).

$NPSH_D$: cabezal neto de succión positiva disponible (pie)

FS: factor de Seguridad (S/D).

$$NPSH_E = 29,53 pie / 1,1$$

$$NPSH_E = 26,85 pie$$

➤ Cabezal de velocidad en la succión de la bomba (pie)

$$H_{v1} = V_1^2 / 2 * g \quad (F-53)$$

Donde:

V_1 : velocidad en la succión de las bombas (pie/s).

g : aceleración de gravedad (pie/s²).

$$H_{v1} = (6,41 \text{ pie} / \text{s})^2 / 2 * 32,2 \text{ pie} / \text{s}^2$$

$$H_{v1} = 0,64 \text{ pie}$$

➤ Cabezal de velocidad en la descarga de las bombas (pie)

$$H_{v2} = v_2^2 / 2 * g \quad (F-54)$$

Donde:

v_2 : velocidad en la descarga de las bombas (pie/s).

g : aceleración de gravedad (pie/s²).

$$H_{v2} = (11,40 \text{ pie} / \text{s})^2 / 2 * 32,2 \text{ pie} / \text{s}^2$$

$$H_{v2} = 2,02 \text{ pie}$$

➤ Requerimiento de cabezal de la bomba (pie)

$$H_B = H_{v2} - H_{v1} + 144 * (P_2 - P_{1(\min)}) / \rho_c \quad (F-55)$$

Donde:

H_{v1} : cabezal de velocidad en la succión de la bomba (pie).

H_{v2} : cabezal de velocidad en la descarga de las bombas (pie).

P_2 : presión de descarga de la bomba (lpca).

$P_{1(\min)}$: presión mínima de succión de la bomba (lpca).

ρ_c : densidad del fluido (lb/pie³).

$$H_B = 2,02 \text{ pie} - 0,64 \text{ pie} + 144 \text{ lb} / (\text{pie}^2 * \text{lpca}) * (581 \text{ lpca} - 14,78 \text{ lpca}) / 61,58 \text{ lb} / \text{pie}^3$$
$$H_B = 1325,54 \text{ pie}$$

➤ Presión máxima de descarga (lpca)

$$P_{2(\text{max})} = P_{1(\text{max})} + 1,2 * (P_2 - P_{1(\text{min})}) \quad (\text{F-56})$$

Donde:

$P_{1(\text{max})}$: presión máxima de succión de la bomba (lpca).

$P_{1(\text{min})}$: presión mínima de succión de la bomba (lpca).

P_2 : presión de descarga de la bomba (lpca).

$$P_{2(\text{max})} = 29.28 \text{ lpca} + 1,2 * (581 \text{ lpca} - 14,78 \text{ lpca})$$

$$P_{2(\text{max})} = 708,75 \text{ lpca}$$

➤ Potencia hidráulica de la bomba eléctrica (hp)

$$P_H = Q_{NB} * (P_2 - P_{1(\text{min})}) / 1714 \quad (\text{F-57})$$

Donde:

Q_{NB} : caudal nominal especificado por bomba (gpm).

P_2 : presión de descarga de la bomba (lpca).

$P_{1(\text{min})}$: presión mínima de succión de la bomba (lpca).

$$P_H = 670 \text{ gpm} * (581 \text{ lpca} - 14,78 \text{ lpca}) / 1714 (\text{lpca} * \text{gpm}) / \text{hp}$$

$$P_H = 221,34 \text{ hp}$$

➤ Potencia al freno de la bomba (hp)

$$P_F = P_H / E_o \quad (\text{F-58})$$

Donde:

P_H : potencia Hidráulica de la bomba eléctrica (hp).

E_o : eficiencia global de la bomba (adimensional).

$$P_F = 221,34hp / 0,6$$

$$P_F = 368,89hp$$

➤ Potencia del motor eléctrico (hp)

$$P_E = P_F / E_M \quad (\text{F-59})$$

Donde:

P_F : potencia al Freno (hp).

E_M : eficiencia del motor eléctrico (adimensional).

$$P_E = 368,89hp / 0,925$$

$$P_E = 398,80hp$$

➤ Temperatura de diseño (°F)

$$T_D = T_o + 50^\circ F \quad (\text{F-60})$$

Donde:

T_o : temperatura de operación (°F).

$$T_D = 111,3^\circ F + 50^\circ F$$

$$T_D = 161,3^\circ F$$

Opción 3: Separación de gas y deshidratación parcial del crudo

f) Cálculos para el diseño de separadores trifásicos

➤ Parámetros operacionales

Tabla F.7. Parámetros operacionales para el diseño del separador trifásico opción 3

DATOS			
Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Número de Equipos	N_e	2,0	equipos
Presión de Operación	P_o	84,7	lpca
Temperatura de Operación	T_o	110,0	°F
Caudal de gas	Q_g	4	MMPCED
Caudal de fluido @ P_o y T_o	Q_f	113.840,3	BPD
Caudal de fluido de diseño @ P_o y T_o	Q_{fd}	56.920,2	BPD
Corte de agua del fluido	$\%_A$	0,70	-
Caudal de agua total por equipo	Q_A	39.844,1	BPD
Porcentaje de agua libre	$\%_{AL}$	0,80	-
Caudal de agua libre	Q_{Al}	31.875	BPD
Caudal de agua emulsionada	Q_{Ae}	7.969	BPD
Factor de conversión	F_5	0,000064984	(pie ³ /s)/BPD
Densidad de crudo @ P_o y T_o	ρ_c	60,19	lb/pie ³
Densidad del agua @ P_o y T_o	ρ_a	62,03	lb/pie ³
Viscosidad del agua	μ_a	0,61	cP
Constante de Souder-Brown	K	0,50	-
Factor de compresibilidad del gas @ T y P	Z	0,9862	-
Peso molecular del gas	MW	18,24	lb/lbmol
Porcentaje de deshidratación del equipo	$\%d$	100	%
Diámetro de la partícula de crudo	d_c	220	micrones

➤ Cálculo de la longitud del separador: despejando la ecuación F-9 se tiene lo siguiente.

$$L = L/D * D$$

Donde:

L/D : relación adimensional. Para este caso se asume un valor de 6.

D : diámetro del separador (asumido para este caso 13 pie).

$$L = 6 * 13 \text{ pie}$$

$$L = 78 \text{ pie}$$

➤ Área transversal del recipiente (pie^2)

Este parámetro se obtiene a partir de la ecuación F-8, empleada en el diseño del separador bifásico.

$$A_r = \frac{\pi * (13 \text{ pie})^2}{4}$$
$$A_r = 132,732 \text{ pie}^2$$

➤ Volumen de agua libre entre el nivel bajo y normal de líquido (pie^3)

Despejando de la ecuación F-5 es posible determinar este parámetro.

$$V_{ALB-NC-A} = Q_{Al} * t_r$$

Donde:

Q_{Al} : caudal de agua libre (pie^3/s).

t_r : tiempo de residencia del agua entre el nivel bajo y nivel normal de la interfase crudo-agua (asumido para este caso 20min que equivale a 1200s).

$$V_{ALB-NC-A} = 31.875 \text{ BPD} * 0.000064984 (\text{pie}^3 / \text{s}) / \text{BPD} * 1200 \text{ s}$$

$$V_{ALB-NC-A} = 2.485,675 \text{ pie}^3$$

➤ Área de agua libre ocupada en el separador (pie^2)

$$A_{B-N_{C-A}} = V_{AL_{B-NC-A}} / L \quad (F-61)$$

Donde:

V_{al} : volumen de agua libre (pie^3).

L : longitud del separador (pie).

$$A_{B-N_{C-A}} = 2.485,67 \text{ pie}^3 / 78 \text{ pie}$$

$$A_{B-N_{C-A}} = 31,868 \text{ pie}^2$$

➤ Nivel bajo de interfase agua-crudo (pie)

Según lo que establece la norma PDVSA MDP-03-S-03 se establece una altura mínima desde el fondo hasta el nivel bajo de la interfase crudo-agua de 9 pulg.

$$h_{F-B_{C-A}} = 9 \text{ pulg} = 0,75 \text{ pie}$$

➤ Área del nivel bajo de la interfase agua-crudo (pie^2): partiendo de la ecuación 12 se obtiene:

$$R^* = h_{F-B_{C-A}} / D$$

$$R^* = 0,75 \text{ pie} / 13 \text{ pie}$$

$$R^* = 0,058$$

Partiendo de este valor y empleando la tabla D.1 se obtiene el área fraccional de líquido:

$$A^* = 0,0233$$

Empleando la ecuación F-17 es posible determinar el área ocupada por este segmento:

$$A_{F-B_{C-A}} = A^* * A_T$$

$$A_{F-B_{C-A}} = 0,0233 * 132,732 \text{ pie}^2$$

$$A_{F-B_{C-A}} = 3,093 \text{ pie}^2$$

➤ Nivel normal de interfase crudo-agua (pie)

Para este cálculo se emplea la ecuación F-12 que expresa lo siguiente:

$$h_{F-N_{C-A}} = R^* * D$$

R^* se obtiene a través de la tabla D.1, partiendo del área fraccional del agua libre que se obtiene de la siguiente manera:

$$A_{F-N_{C-A}} = A_{F-B_{C-A}} + A_{B-N_{C-A}}$$

Donde:

$A_{F-B_{C-A}}$: área de agua entre el fondo y el nivel bajo de la interfase crudo-agua(pie^2).

$A_{B-N_{C-A}}$: área de agua entre el nivel bajo y el normal de la interfase crudo-agua(pie^2).

$$A_{F-N_{C-A}} = 3,093 \text{ pie}^2 + 31,868 \text{ pie}^2$$

$$A_{F-N_{C-A}} = 34,960 \text{ pie}^2$$

Partiendo de la ecuación F-17 se obtiene el área fraccional para este segmento.

$$A^* = 34,960 \text{ pie}^2 / 132,732 \text{ pie}^2$$

$$A^* = 0,263$$

A partir de este valor y con la tabla D.1 se obtiene:

$$R^* = 0,309$$

Con la ecuación F-12 se determina la altura desde el fondo hasta el nivel normal de la interfase crudo-agua.

$$h_{F-NC-A} = 0,309 * 13 \text{ pie}$$

$$h_{F-NC-A} = 4,017 \text{ pie}$$

➤ Tiempo de residencia del agua libre (min)

$$t_r = V_{ALB-NC-A} / Q_{ALS} \quad (F-62)$$

Donde:

$V_{ALB-NC-A}$: volumen de almacenamiento de agua libre en el separador, entre el nivel bajo y normal de líquido (pie³).

Q_{ALS} : caudal de agua libre separada (pie³/s).

Caudal de agua libre separada (pie³/s):

$$Q_{ALS} = \%d / 100\% * Q_{AL} \quad (F-63)$$

Donde:

$\%d$: porcentaje de deshidratación del equipo (fracción).

Q_{AL} : caudal de agua libre (pie³/min).

$$Q_{ALS} = 100\%/100\% * 31.875 BPD * 0,000064984(\text{pie}^3 / \text{s} * BPD) * 60\text{s} / \text{min}$$

$$Q_{ALS} = 124,283 \text{ pie}^3 / \text{min}$$

$$t_r = 2.485,675 \text{ pie}^3 / 124.283(\text{pie}^3 / \text{min})$$

$$t_r = 20 \text{ min}$$

➤ Velocidad de flotación de las gotas de crudo (pie/s)

$$v_{fc} = [18,4663 * d_c^2 * (\rho_a - \rho_c) / \mu_a] * 60\text{s} / \text{min} \quad (\text{F-64})$$

Donde:

d_c : diámetro de la gota de crudo (pulg).

ρ_a : densidad del agua (lb/pie³).

ρ_c : densidad del crudo (lb/pie³).

μ_a : viscosidad del agua (cp).

$$v_{fc} = [18,4663 * (0,00866 \text{ pulg})^2 * (62,03 - 60,19) \text{ lb} / \text{pie}^3 / 0,61 \text{ cP}] * 60\text{s} / \text{min}$$

$$v_{fc} = 0,2506 \text{ pie} / \text{min}$$

➤ Tiempo de flotación de la gota de crudo en agua (min)

$$t_{fc} = h_{F-N_{C-A}} / v_{fc} \quad (\text{F-65})$$

Donde:

$h_{F-N_{C-A}}$: nivel normal de interfase crudo-agua (pie).

v_{fc} : velocidad de flotación de la gota de crudo (pie/min).

$$t_{fc} = 4,017 \text{ pie} / 0,2506 \text{ pie} / \text{min}$$

$$t_{fc} = 16,027 \text{ min}$$

Se debe cumplir que el tiempo de residencia del agua sea 20 % mayor al tiempo de flotación de la gota de crudo, es decir:

$$t_r = 1.2 * t_{fc}$$

$$t_r = 1.2 * 16.027 \text{ min}$$

$$t_r = 19,232 \text{ min}$$

Nota: Se observa que se cumple el criterio operacional seguido por la industria. Sin embargo, cabe destacar que al finalizar el estudio del área del gas si las dimensiones son las correctas es posible optimizar el diseño, aumentando los niveles de operación, manteniendo los mismos criterios empleados hasta el momento.

➤ Flujo másico del gas (lb/s)

Empleando la ecuación F-13 utilizada para el separador bifásico se tiene:

$$W_g = 0,03049098(\text{lbmol} * \text{Dia}) / (\text{MMPCE} * \text{s}) * 4\text{MMPCE} / \text{Dia} * 18,24\text{lb} / \text{lbmol}$$

$$W_g = 2,2246\text{lb} / \text{s}$$

Posteriormente se divide el total entre en número de equipos, para obtener en flujo másico de gas por equipo (lb/s):

$$W_{ge} = 2,2246\text{lb} / \text{s} / 2$$

$$W_{ge} = 1,11 \text{ lb} / \text{s}$$

➤ Densidad del gas (lb/pie³)

Partiendo de la ecuación F-14 se obtiene:

$$\rho_g = 84,7 \text{ lpca} * 18,24 \text{ lb} / \text{lbmol} / \left[10,73 (\text{lpca} * \text{pie}^3) / (\text{lbmol} * R) * 0,9862 * 569,67 R \right]$$

$$\rho_g = 0,2563 \text{ lb} / \text{pie}^3$$

➤ Caudal de gas por equipo (pie/s)

Este parámetro se obtiene con la ecuación 15, de la siguiente manera:

$$Q_{ge} = 1,11 \text{ lb} / \text{s} / 0,2563 \text{ lb} / \text{pie}^3$$

$$Q_{ge} = 4,340 \text{ pie}^3 / \text{s}$$

➤ Cálculo la velocidad crítica del gas (pie/s)

Empleando la ecuación 01 para el dimensionamiento del separador bifásico se tiene:

$$v_c = 0,5 \text{ pie} / \text{s} * \sqrt{\frac{(60,19 - 0,256)(\text{lb} / \text{pie}^3)}{0,256(\text{lb} / \text{pie}^3)}}$$

$$v_c = 7,646 \text{ pie} / \text{s}$$

➤ Área transversal requerida para el gas (pie²)

$$A_{gr} = Q_{ge} / v_c \quad (F-66)$$

Donde:

Q_{ge} : caudal de gas por equipo (pie^3/s).

v_c : velocidad crítica del gas (pie/s).

$$A_{gr} = 4,340(\text{pie}^3 / \text{s}) / 7,646(\text{pie} / \text{s})$$

$$A_{gr} = 0,568 \text{pie}^2$$

➤ Nivel de interfase Crudo-Gas (pie)

Por prácticas de ingeniería se asume una altura para la interfase crudo-gas, que cumpla con lo establecido por la norma MDP PDVSA-03-S-03 referente a la distancia mínima para la instrumentación del equipo, donde señala que lo ideal es dejar 1,5 pie desde el tope hasta el nivel de interfase.

$$h_{T-Ac-G} = 1,5 \text{pie}$$

Partiendo de la ecuación F-12 se tiene:

$$R^* = 1,5 \text{pie} / 13 \text{pie}$$

$$R^* = 0,115$$

Empleando la tabla D.1 se obtiene:

$$A^* = 0,0639$$

Con la ecuación 17 se obtiene el área disponible para el gas:

$$A_{gd} = 0,0639 * 132,73 \text{pie}$$

$$A_{gd} = 8,482 \text{ pie}$$

Nota: ya que las dimensiones así lo permiten, es posible optimizar el diseño aumentando las interfases de crudo-agua, siguiendo el mismo procedimiento y manteniendo el criterio de que el tiempo de residencia del agua sea 20% mayor al tiempo de floculación de la gota de crudo, por lo que las interfases y tiempos finales son:

$$h_{F-B_{C-A}} = 1,5 \text{ pie} \quad t_{fc} = 20 \text{ min}$$

$$h_{F-N_{C-A}} = 5 \text{ pie} \quad t_r = 24,18 \text{ min}$$

g) Cálculos para el diseño del tratador térmico

➤ Parámetros operacionales

Tabla F.7. Parámetros operacionales para el diseño del tratador térmico

DATOS			
Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Número de Equipos	N_e	3	equipos
Presión de Operación	P_o	74,70	psia
Temperatura de Operación	T_o	200,0	°F
Caudal de gas	Q_g	4	MMPCED
Caudal de crudo total	Q_c	44.492	BPD
Caudal de agua total	Q_a	15.988	BPD
Caudal total de fluido @ Po y To	Q_l	60.473,00	BPD
Caudal de fluido de diseño @ Po y To	Q_{ld}	20.157,67	BPD
Caudal de crudo de diseño @ Po y To	Q_{cd}	14.830,67	BPD
Caudal de agua de diseño @ Po y To	Q_{ad}	5.329,3	BPD
Factor de conversión	F_s	0,000064984	(pie ³ /s)/BPD
Capacidad calorífica	C_p	82,91	BTU/lb*°F
Densidad de crudo @ Po y To	ρ_c	56,00	lb/pie ³
Densidad del agua @ Po y To	ρ_a	61,13	lb/pie ³
Viscosidad del crudo	μ_c	42,47	cP
Peso molecular del gas	MW		lb/lbmol
Tiempo mínimo de residencia del crudo	t_{mr}	30	min
Diámetro de la partícula de agua	d_c	712	micrones
Relación L/D supuesta	L/D_{sup}	5	-

- Cálculo de la longitud del tratador: despejando la ecuación F-9 se tiene lo siguiente.

$$L = L/D * D$$

Donde:

L/D : relación adimensional. Para este caso se asume un valor de 5.

D : diámetro del tratador (asumido para este caso 12 pie).

$$L = 5 * 12 \text{ pie}$$

$$L = 60 \text{ pie}$$

- Área transversal del recipiente (pie^2): este parámetro se obtiene a partir de la ecuación F-8, empleada en el diseño del tratador bifásico.

$$A_r = \frac{\pi * (12 \text{ pie})^2}{4}$$

$$A_r = 113,097 \text{ pie}^2$$

- Altura de la interfase crudo-agua (pie)

Se asume una altura para esta interfase, que para este caso es la siguiente:

$$h_{I_{CA}} = 3,63 \text{ pie}$$

- Área de agua ocupada en el tratador (pie^2): esta área se obtiene empleando la ecuación F-12 y partiendo de la altura asumida para la interfase crudo-agua, tal y como se muestra a continuación:

$$R^* = h_{I_{C-A}} / D$$

$$R^* = 3,63 \text{ pie} / 12 \text{ pie}$$

$$R^* = 0,3025$$

Partiendo de este valor y empleando la tabla D.1 se obtiene el área fraccional del agua:

$$A^* = 0,255$$

Empleando la ecuación F-17 es posible determinar el área ocupada por este segmento:

$$A_a = A^* * A_T$$

$$A_a = 0,255 * 113,097 \text{ pie}^2$$

$$A_a = 28,840 \text{ pie}^2$$

➤ Área de gas en el tratador (pie^2)

Se realiza el mismo procedimiento que para el cálculo del área de agua, asumiendo la siguiente altura para la interfase crudo-gas:

$$h_{I_{C-G}} = 11,4 \text{ pie}$$

$$h_{T-I_{C-G}} = 12 \text{ pie} - 11,4 \text{ pie} = 0,6 \text{ pie}$$

Partiendo de la ecuación F-12 se tiene:

$$R^* = 0,6 \text{ pie} / 12 \text{ pie}$$

$$R^* = 0,050$$

$$A^* = 0,0187$$

Empleando la ecuación F-17 se obtiene lo siguiente:

$$A_g = 0,0187 * 113,097 \text{ pie}^2$$

$$A_g = 2,115 \text{ pie}^2$$

➤ Área de crudo en el tratador (pie^2)

$$A_c = A_r - A_g - A_a$$

$$A_c = 113,097 \text{ pie}^2 - 2,115 \text{ pie}^2 - 28,840 \text{ pie}^2$$

$$A_c = 82,142 \text{ pie}^2$$

Nota: se procede a calcular los volúmenes de crudo y agua para determinar los tiempos de residencia de cada uno, y verificar que dichos tiempos son aproximadamente iguales.

➤ Volumen de crudo y agua (pie^3)

$$V_c = A_c * L$$

(F-67)

Donde:

A_c : área de crudo (pie^2).

L : longitud del tratador (pie).

$$V_c = 82,142 \text{ pie}^2 * 60 \text{ pie}$$

$$V_c = 4.928,541 \text{ pie}^3$$

$$V_a = A_a * L$$

Donde:

A_a : área de agua (pie^2).

L : longitud del tratador (pie).

$$V_a = 28,840 \text{ pie}^2 * 60 \text{ pie}$$

$$V_a = 1.730,384 \text{ pie}^3$$

➤ Tiempo de residencia del crudo y agua (min)

$$t_{rc} = V_c / Q_c \quad (F-68)$$

Donde:

V_c : volumen de crudo (pie^3).

Q_c : Caudal de crudo (pie/s).

$$t_{rc} = \frac{4.928,541 \text{ pie}^3}{14.830,67 \text{ BPD} * 0.000064984 (\text{pie}^3 / \text{s}) / \text{BPD}} * \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}$$

$$t_{rc} = 85,231 \text{ min}$$

$$t_{ra} = V_a / Q_a \quad (F-69)$$

Donde:

V_a : volumen de agua (pie^3).

Q_a : Caudal de agua (pie/s).

$$t_{ra} = \frac{1.730,384 \text{ pie}^3}{5.329,3 \text{ BPD} * 0.000064984 (\text{pie}^3 / \text{s}) / \text{BPD}} * \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}$$

$$t_{ra} = 83,27 \text{ min}$$

➤ Velocidad de sedimentación de la gota de agua (pie/s): se emplea la ecuación F-63 de la siguiente manera:

$$v_{fc} = [18,4663 * d_a^2 * (\rho_c - \rho_a) / \mu_c] * 60 \text{ s} / \text{min}$$

Donde:

d_c : diámetro de la gota de agua (pulg).

ρ_a : densidad del agua (lb/pie³).

ρ_c : densidad del crudo(lb/pie³).

μ_c : viscosidad del crudo (cP).

$$v_{fc} = \left[18,4663 * (0,028031 pu \lg)^2 * (56,00 - 61,13) lb / pie^3 / 42,47 cP \right] * 60 s / min$$

$$v_{fc} = 0,1052 pie / min$$

➤ Tiempo de sedimentación de la gota de agua (min)

$$t_{sa} = (h_{I_{c-g}} - h_{I_{c-a}}) / v_{fc} \quad (F-70)$$

Donde:

$h_{I_{c-g}}$: altura de la interfase curdo-gas (pie).

$h_{I_{c-a}}$: altura de la interfase crudo-agua (pie).

v_{fc} : velocidad de sedimentación de la gota de agua (pie/min).

$$t_{sa} = (11,4 pie - 3,63 pie) / 0,1052 pie / min$$

$$t_{sa} = 73,888 min$$

$$t_{sa} < t_{rc}$$

Nota: se observa que el tiempo de sedimentación de la gota de agua es menor al tiempo de residencia del crudo, lo que garantiza que las dimensiones calculadas son las adecuadas para la separación eficiente del agua emulsionada. Si ocurriera lo contrario, el crudo no contaría con un tiempo de residencia suficiente para la separación del agua, por lo que se deberían ajustar las alturas de interfases y calcular nuevamente los datos hasta que se cumpla este parámetro.



APÉNDICE G

**REPORTES ARROJADOS POR EL PIPEPHASE EN LAS
SIMULACIONES HIDRÁULICAS**

Tabla G.1. Gradientes de presión y velocidades obtenidas del fluido multifásico en la opción 1

STRUCTURE DATA SUMMARY									
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	INLET DIA (NOM/ID) (IN)		OUTLET DIA (NOM/ID) (IN)		LENGTH (M)	ELEVATION CHANGE (M)	KHUL OR K FACTOR
L1	P001	PIPE	16.000	15.252	16.000	15.252	19380.00	0.00	
L2	P002	PIPE	20.000	19.000	20.000	19.000	19380.00	0.00	
■ VERSION 9.2									
SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE OUTPUT PAGE 8									
PROJECT NETWORK REPORT 12/12/12									
PROBLEM									

BASE CASE									
VELOCITY SUMMARY									
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	MIXTURE VELOCITY (INLET/OUTLET) (FPS)		CRITICAL VELOCITY (FPS)	PRESSURE GRADIENT (INLET/OUTLET) (PSIFT)		PRESSURE DROP (PSIG)	
L1	P001	PIPE	6.43	9.69	1168.82	-5.5E-3	-0.01	-485.9	
L2	P002	PIPE	5.35	7.77	856.51	-3.4E-3	-5.0E-3	-266.6	
■ VERSION 9.2									
SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE OUTPUT PAGE 9									
PROJECT NETWORK REPORT 12/12/12									
PROBLEM									

BASE CASE									
RESULTS SUMMARY									
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	MIXTURE FLOW RATE (BPD)	PRESSURE INLET/OUTLET (PSIG)		TEMPERATURE INLET/OUTLET (F)		QUALITY INLET/OUTLET (FRAC)	
L1	P001	PIPE	125568.45	565.9	80.0	110.00	105.10	0.000	0.000
L2	P002	PIPE	161971.83	346.6	80.0	110.00	106.10	0.000	0.000
■ VERSION 9.2									
SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE OUTPUT PAGE 10									
PROJECT NETWORK REPORT 12/12/12									
PROBLEM									

Tabla G.2. Gradientes de presión y velocidades de los fluidos en la opción 2

STRUCTURE DATA SUMMARY									
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	INLET DIA (NOM/ID) (IN)		OUTLET DIA (NOM/ID) (IN)		LENGTH (M)	ELEVATION CHANGE (M)	KHUL OR K FACTOR
L1	P002	PIPE	16.000	15.252	16.000	15.252	19380.00	0.00	
■ VERSION 9.2									
SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE OUTPUT PAGE 8									
PROJECT NETWORK REPORT 12/12/12									
PROBLEM									

BASE CASE									
VELOCITY SUMMARY									
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	MIXTURE VELOCITY (INLET/OUTLET) (FPS)		CRITICAL VELOCITY (FPS)	PRESSURE GRADIENT (INLET/OUTLET) (PSIFT)		PRESSURE DROP (PSIG)	
L1	P002	PIPE	7.09	7.09	0.00	-7.1E-3	-8.2E-3	-486.3	
■ VERSION 9.2									
SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE OUTPUT PAGE 9									
PROJECT NETWORK REPORT 12/12/12									
PROBLEM									

BASE CASE									
RESULTS SUMMARY									
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	MIXTURE FLOW RATE (BPD)	PRESSURE INLET/OUTLET (PSIG)		TEMPERATURE INLET/OUTLET (F)		QUALITY INLET/OUTLET (FRAC)	
L1	P002	PIPE	138459.38	566.3	80.0	111.30	107.67	0.000	0.000
■ VERSION 9.2									
SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE OUTPUT PAGE 10									
PROJECT NETWORK REPORT 12/12/12									
PROBLEM									

Tabla G.3. Gradientes de presión y velocidades del crudo húmedo en la opción 3

STRUCTURE DATA SUMMARY								
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	INLET DIA (NOM/ID) (IN)		OUTLET DIA (NOM/ID) (IN)		ELEVATION CHANGE (M)	KMUL OR K FACTOR
L1	P001	PIPE	20.000	19.000	20.000	19.000	19380.00	0.00
■ VERSION 9.2 SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE R PROJECT OUTPUT PAGE 8 PROBLEM NETWORK REPORT 12/12/12								
BASE CASE								
VELOCITY SUMMARY								
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	MIXTURE VELOCITY (INLET/OUTLET) (FPS)	CRITICAL VELOCITY (FPS)	PRESSURE GRADIENT (INLET/OUTLET) (PSIFT)		PRESSURE DROP (PSIG)	
L1	P001	PIPE	2.02	2.00	0.00	-3.0E-3 -8.2E-3	-358.4	
■ VERSION 9.2 SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE R PROJECT OUTPUT PAGE 9 PROBLEM NETWORK REPORT 12/12/12								
BASE CASE								
RESULTS SUMMARY								
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	MIXTURE FLOW RATE (BPD)	PRESSURE INLET/OUTLET (PSIG)		TEMPERATURE INLET/OUTLET (F)	QUALITY INLET/OUTLET (FRAC)	
L1	P001	PIPE	61113.89	438.4	80.0	111.60 87.41	0.000 0.000	
■ VERSION 9.2 SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE R PROJECT OUTPUT PAGE 10 PROBLEM LINK REPORT 12/12/12								

Tabla G.4. Gradientes de presión y velocidades del agua en la opción 3

STRUCTURE DATA SUMMARY								
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	INLET DIA (NOM/ID) (IN)		OUTLET DIA (NOM/ID) (IN)		ELEVATION CHANGE (M)	KMUL OR K FACTOR
L1	P002	PIPE	10.000	9.559	10.000	9.559	7400.00	0.00
■ VERSION 9.2 SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE R PROJECT OUTPUT PAGE 7 PROBLEM NETWORK REPORT 12/12/12								
BASE CASE								
VELOCITY SUMMARY								
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	MIXTURE VELOCITY (INLET/OUTLET) (FPS)	CRITICAL VELOCITY (FPS)	PRESSURE GRADIENT (INLET/OUTLET) (PSIFT)		PRESSURE DROP (PSIG)	
L1	P002	PIPE	10.04	10.03	0.00	-0.01 -0.01	-305.2	
■ VERSION 9.2 SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE R PROJECT OUTPUT PAGE 8 PROBLEM NETWORK REPORT 12/12/12								
BASE CASE								
RESULTS SUMMARY								
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	MIXTURE FLOW RATE (BPD)	PRESSURE INLET/OUTLET (PSIG)		TEMPERATURE INLET/OUTLET (F)	QUALITY INLET/OUTLET (FRAC)	
L1	P002	PIPE	76963.71	1705.2	1400.0	110.20 104.38	0.000 0.000	
■ VERSION 9.2 SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE R PROJECT OUTPUT PAGE 9 PROBLEM LINK REPORT 12/12/12								

Tabla G.5. Gradientes de presión y velocidades del crudo en especificación en la opción 4

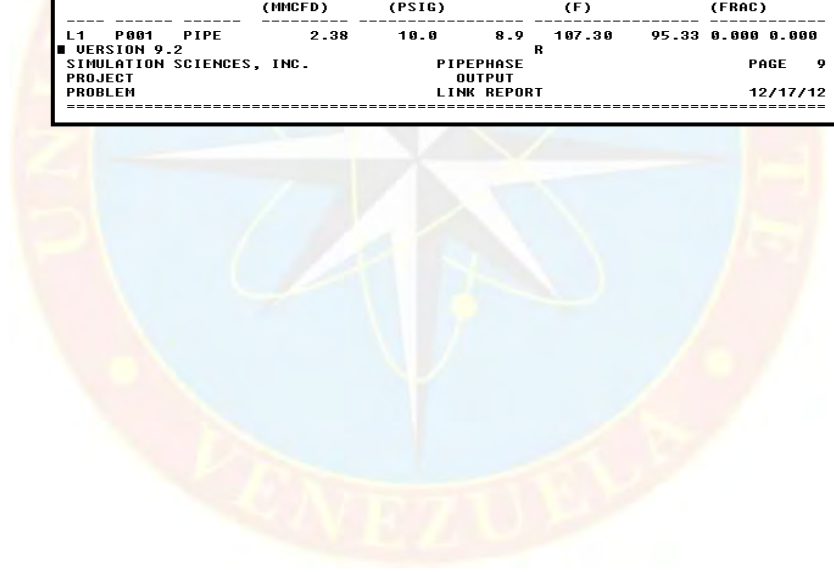
STRUCTURE DATA SUMMARY							
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	INLET DIA (NOM/ID) (IN)	OUTLET DIA (NOM/ID) (IN)	LENGTH (M)	ELEVATION CHANGE (M)	KMUL OR K FACTOR
L1	P002	PIPE	12.000 12.091	12.000 12.091	7400.00	0.00	
L2	P004	PIPE	12.000 12.091	12.000 12.091	12000.00	0.00	
L3	P001	PIPE	30.000 28.748	30.000 28.748	22000.00	0.00	
■ VERSION 9.2 SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE OUTPUT PAGE 7 PROJECT NETWORK REPORT PROBLEM 12/12/12							
BASE CASE							
VELOCITY SUMMARY							
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	MIXTURE VELOCITY (INLET/OUTLET) (FPS)	CRITICAL VELOCITY (FPS)	PRESSURE GRADIENT (INLET/OUTLET) (PSIFT)	PRESSURE DROP (PSIG)	
L1	P002	PIPE	4.55	4.50	0.00 -7.2E-3	-0.01	-234.6
L2	P004	PIPE	8.63	8.59	0.00 -0.01	-0.01	-450.1
L3	P001	PIPE	2.28	2.26	0.00 -7.5E-4	-1.4E-3	-78.7
■ VERSION 9.2 SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE OUTPUT PAGE 8 PROJECT NETWORK REPORT PROBLEM 12/12/12							
BASE CASE							
RESULTS SUMMARY							
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	MIXTURE FLOW RATE (BPD)	PRESSURE INLET/OUTLET (PSIG)	TEMPERATURE INLET/OUTLET (F)	QUALITY INLET/OUTLET (FRAC)	
L1	P002	PIPE	55817.51	393.3 158.7	112.20	96.83 0.000 0.000	
L2	P004	PIPE	105879.28	608.8 158.7	120.00	113.49 0.000 0.000	
L3	P001	PIPE	158117.93	158.7 80.0	107.81	89.69 0.000 0.000	
■ VERSION 9.2 SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE OUTPUT PAGE 9 PROJECT NETWORK REPORT PROBLEM 12/12/12							

Tabla G.6. Gradientes de presión y velocidades del agua en la opción 4

STRUCTURE DATA SUMMARY							
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	INLET DIA (NOM/ID) (IN)	OUTLET DIA (NOM/ID) (IN)	LENGTH (M)	ELEVATION CHANGE (M)	KMUL OR K FACTOR
L1	P002	PIPE	12.000 11.378	12.000 11.378	7400.00	0.00	
■ VERSION 9.2 SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE OUTPUT PAGE 7 PROJECT NETWORK REPORT PROBLEM 12/12/12							
BASE CASE							
VELOCITY SUMMARY							
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	MIXTURE VELOCITY (INLET/OUTLET) (FPS)	CRITICAL VELOCITY (FPS)	PRESSURE GRADIENT (INLET/OUTLET) (PSIFT)	PRESSURE DROP (PSIG)	
L1	P002	PIPE	8.82	8.82	0.00 -8.0E-3	-8.0E-3	-193.2
■ VERSION 9.2 SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE OUTPUT PAGE 8 PROJECT NETWORK REPORT PROBLEM 12/12/12							
BASE CASE							
RESULTS SUMMARY							
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	MIXTURE FLOW RATE (BPD)	PRESSURE INLET/OUTLET (PSIG)	TEMPERATURE INLET/OUTLET (F)	QUALITY INLET/OUTLET (FRAC)	
L1	P002	PIPE	95872.04	1593.2 1400.0	110.20	104.94 0.000 0.000	
■ VERSION 9.2 SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE OUTPUT PAGE 9 PROJECT NETWORK REPORT PROBLEM 12/12/12							

Tabla G.7. Gradientes de presión y velocidades del gas para las opciones 2, 3, 4

STRUCTURE DATA SUMMARY									
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	INLET DIA (NOM/ID) (IN)		OUTLET DIA (NOM/ID) (IN)		LENGTH (M)	ELEVATION CHANGE (M)	KHUL OR K FACTOR
L1	P001	PIPE	6.000	6.067	6.000	6.067	72.00	0.00	
■ VERSION 9.2 SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE R PAGE 7 PROJECT OUTPUT PROBLEM NETWORK REPORT 12/17/12									
BASE CASE									
VELOCITY SUMMARY									
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	MIXTURE VELOCITY (INLET/OUTLET) (FPS)		CRITICAL VELOCITY (FPS)	PRESSURE GRADIENT (INLET/OUTLET) (PSIFT)		PRESSURE DROP (PSIG)	
L1	P001	PIPE	137.28	139.73	1498.07	-4.6E-3	-4.7E-3	-1.1	
■ VERSION 9.2 SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE R PAGE 8 PROJECT OUTPUT PROBLEM NETWORK REPORT 12/17/12									
BASE CASE									
RESULTS SUMMARY									
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	MIXTURE FLOW RATE (MMCFD)	PRESSURE INLET/OUTLET (PSIG)		TEMPERATURE INLET/OUTLET (F)		QUALITY INLET/OUTLET (FRAC)	
L1	P001	PIPE	2.38	10.0	8.9	107.30	95.33	0.000	0.000
■ VERSION 9.2 SIMULATION SCIENCES, INC. PIPEPHASE R PAGE 9 PROJECT OUTPUT PROBLEM LINK REPORT 12/17/12									





APÉNDICE H
POLIGONAL DEL CAMPO EL SALTO

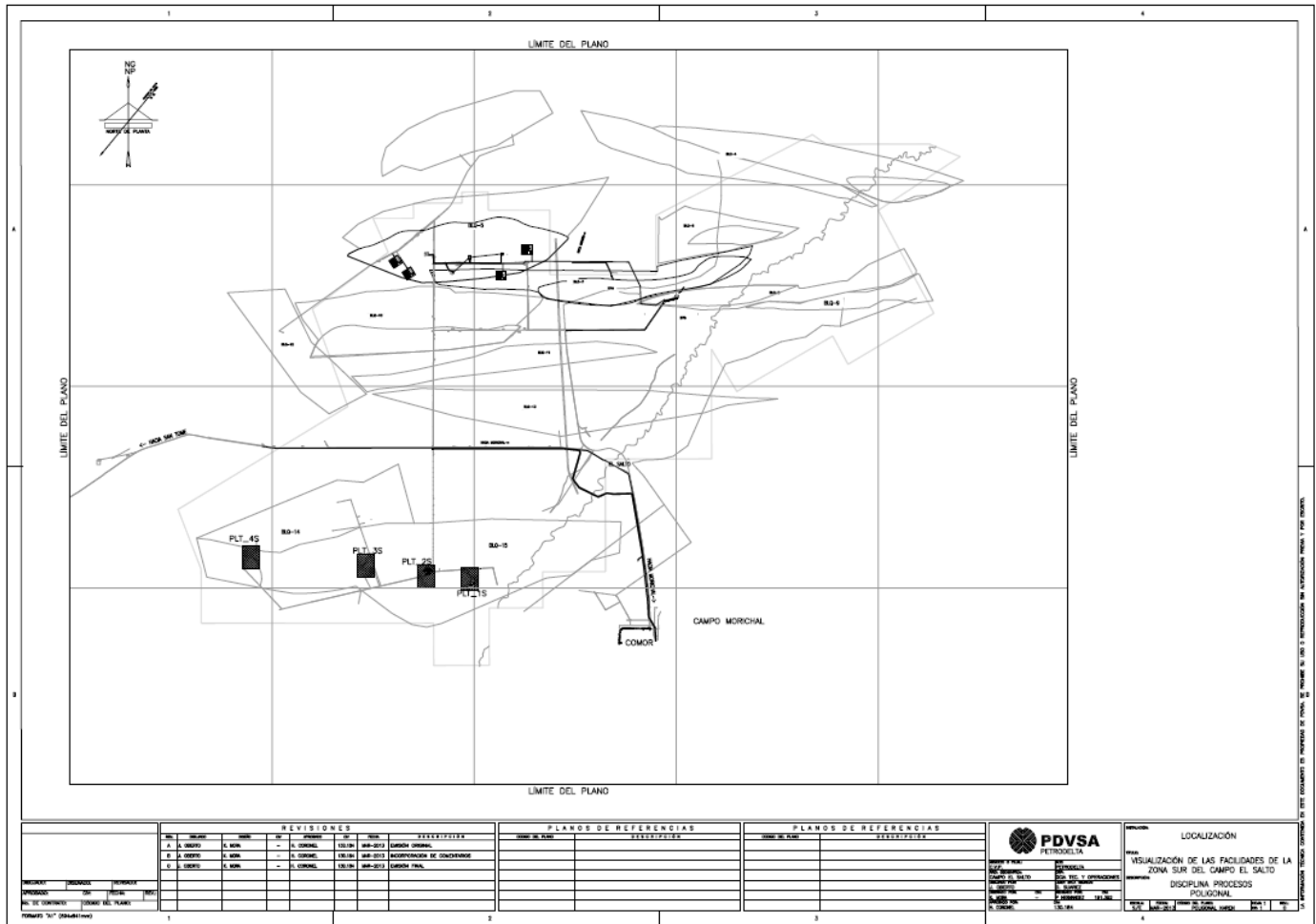


Figura H.1. Poligonal del Campo El Salto.
Fuente: PDVSA, PETRODELTA (2012).



APÉNDICE I

BALANCE DE MASA Y PLANO DE UBICACIÓN DE EQUIPOS

NÚMERO DE LA CORRIENTE		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
DESCRIPCIÓN		Entrada de Flujo Multifásico al Separador SUR-V-2701	Entrada de Crudo Hincido a los Separadores Trifásicos SUR-V-2702A/B/C	Entrada de Crudo en Especificación al Tanque SUR-T-0001	Entrada de Crudo en Especificación a la Bomba SUR-B-001A/B/C	Crudo en Especificación hacia COMB	Salida de Agua Libre del Separador Trifásico SUR-V-0701	Salida de Agua Emulsionada del Tratado Térmico SUR-V-0702A/B/C	Entrada de Agua Total a los tanques SUR-T-3001A/B	Entrada de Agua Total a la Planta de Tratamiento de Agua (PTFO)	Entrada de Agua Total a las Bombas SUR-P-0101A/B/C/D/E/F	Agua hacia Sistema de Inyección	Salida de Gas del Separador SUR-V-2701	Salida de Gas del Tratador Térmico SUR-V-0702A/B/C	Salida de Gas Combustible	Entrada de Gas al Despojador de Líquido SUR-V-0501	Entrada de Gas al Molinero SUR-PLA-0401	
FASE		Multifásica	Crudo-Agua	Crudo en Especificación	Crudo en Especificación	Crudo en Especificación	Acuosa	Acuosa	Acuosa	Acuosa	Acuosa	Acuosa	Gasosa	Gasosa	Gasosa	Gasosa	Gasosa	
TEMP (°F)	PRESIÓN (PSIG)	110 84,7	110 74,7	110 74,7	110,5 14,7	112,2 408,7	109,9 74,7	109,9 74,7	109,9 74,7	110 14,7	110 54,7	112,3 160,8	109,9 74,7	109,9 74,7	109,9 74,7	109,9 74,7	109,9 74,7	
TOTAL		1.792.843,83	855.252,39	626.786,24	625.771,72	625.771,72	931.495,79	228.466,1463	1.159.961,93	1.159.748,31	1.159.748,31	1.159.961,93	6.095,6595	0,00	6.095,6595	6.095,6595	6.095,66	
FLUJO MASICO (Lb/h)		125.654,00	60.472,52	44.797,22	44.623,25	44.623,25	63.910,90	15.675,300	79.586,20	79.571,55	79.571,55	79.586,20	1.270,5871	0,00	1.270,5871	1.270,5871	1.270,59	
FLUJO VOLUMETRICO (BPD)		26,87	58,19	311,15	317,24	317,24	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,55	18,55	18,55	18,55	18,55	
PESO MOLECULAR		34,330	59,62	58,76	58,72	58,91	62,03	62,027	62,03	61,54	61,54	62,18	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	
DENSIDAD Lb/pe ³ @ T.P																		
CRUDO																		
FLUJO MASICO (Lb/h)		622517,33	622345,27	622345,27	621396,62	621396,62	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
FLUJO VOLUMETRICO (BPD)		44.522,56	44.492,52	44.492,52	44.323,07	44.323,07	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
DENSIDAD (Lb/pe ³) @ T.P		58,77	58,76	58,76	58,899	58,908	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
PESO MOLECULAR		350,80	352,02	352,02	359,25	317,24	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
VISCOSIDAD (Cp)		314,71	320,85	320,85	354,05	351,47	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
AGUA																		
FLUJO MASICO (Lb/h)		1164416,89	232907,12	4440,98	4375,11	4375,10	931495,79	228466,15	1.159.961,93	1159748,31	1159748,31	1.159.961,93	-	-	-	-	-	
FLUJO VOLUMETRICO (BPD)		79.891,86	15.980,00	304,70	300,18	300,18	63.910,90	15.675,30	79.586,20	79.571,553	79.571,553	79.586,20	-	-	-	-	-	
DENSIDAD (Lb/pe ³) @ T.P		62,03	62,03	62,03	62,002	62,001	62,027	18,02	62,03	61,54	61,54	62,18	-	-	-	-	-	
PESO MOLECULAR		18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	62,027	18,02	18,02	18,02	18,02	-	-	-	-	-	
VISCOSIDAD (Cp)		0,61	0,61	0,61	0,61	0,60	0,61	0,61	0,61	0,52	0,52	0,60	-	-	-	-	-	
GAS																		
FLUJO MASICO (Lb/h)		5.909,61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6.095,660	0,00	6.095,660	6.095,660	6.095,65951	
FLUJO VOLUMETRICO (MPCED)		2,93	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1.270,587061	0,00	1.270,587061	1.270,587061	1.270,59	
DENSIDAD (Lb/pe ³) @ T.P		0,2586	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,230	0,230	0,230	0,230	0,230	
PESO MOLECULAR		18,40	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	18,55	18,55	18,55	18,55	18,55	
VISCOSIDAD (Cp)		0,0118	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,012	0,012	0,012	0,012	0,01	

Figura I.1. Balance de masa utilizado en el diagrama de flujo de proceso.

Fuente: PDVSA, PETRODELTA (2013).

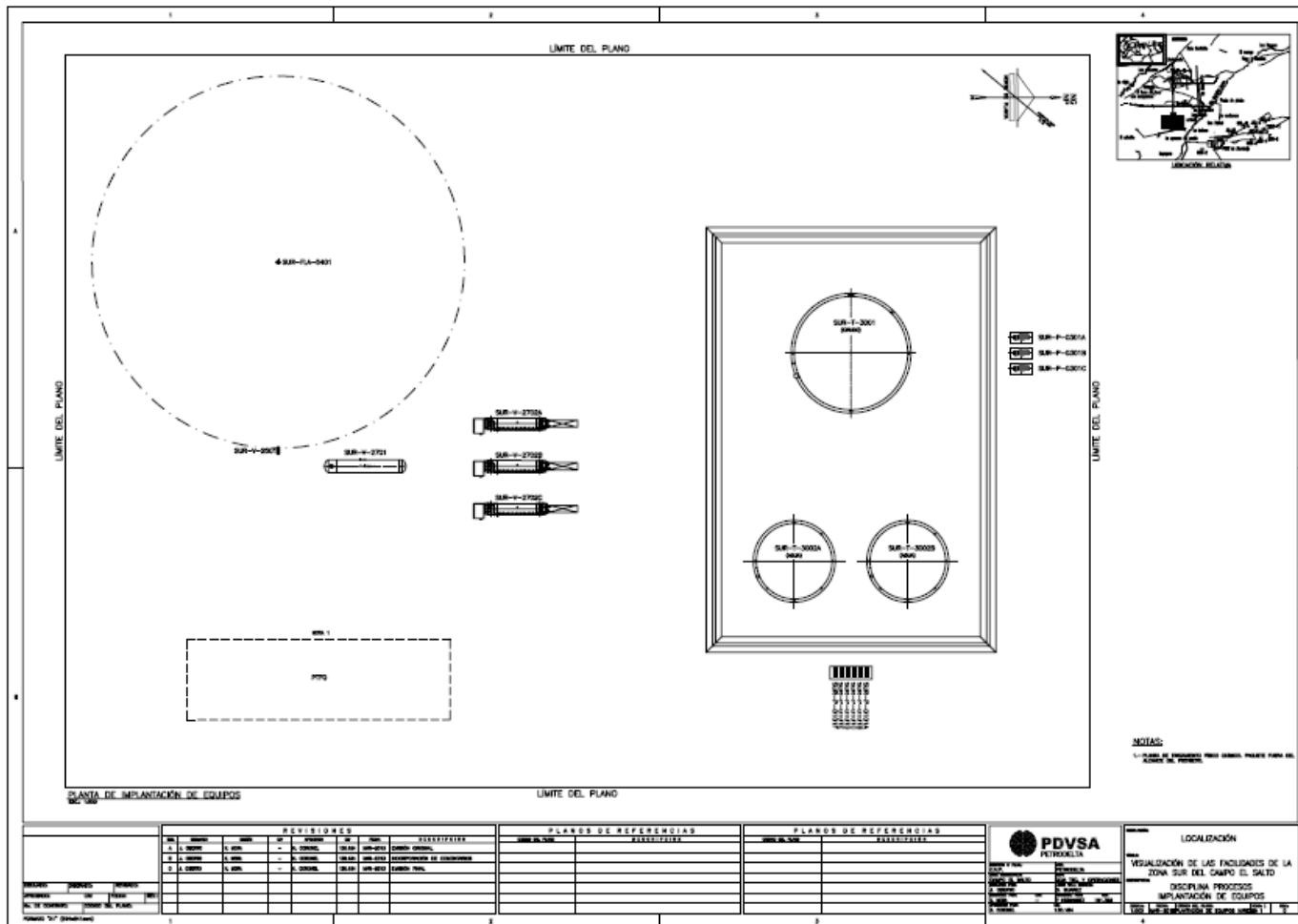


Figura I.2. Plano de ubicación de equipos de las facilidades de la zona Sur del Campo El Salto.

Fuente: PDVSA, PETRODELTA (2013)



APÉNDICE J
ESTIMADO DE COSTOS CLASE V

Tabla J.1. Costos de inversiones de los troncales de tuberías de la opción 1.

Descripción	Unidad	Cantidad	Precio unitario Suministro de tubería (Bs/m)	Precio unitario Construcción (Bs/m)	Total (Bs)	Total (\$)
Tubería Multifásica Ø20 pulg (Enterrada)	m	19380	3000	1.968,33	96.286.235,40	15.283.529,40
TOTAL =					96.286.235,40	15.283.529,40

Tabla J.2. Costos de inversiones de los equipos de proceso de la opción 1.

Descripción	Número de equipos	Precio unitario Por equipo (Bs/equipo)	Total (Bs)	Total (\$)
Bombas multifásicas	2	15.922.000	31.844.000	5.054.603,18
TOTAL =			31.844.000	5.054.603,18

Tabla J.3. Costos de inversiones de los troncales de tubería de la opción 2.

Descripción	Unidad	Cantidad	Precio unitario Suministro de tubería (Bs/m)	Precio unitario Construcción (Bs/m)	Total (Bs)	Total (\$)
Tubería para fluidos Ø16 pulg (Enterrada)	m	19380	2.480	1.761,46	82.199.494,80	13.047.538,90
Tubería para gas Ø 6 pulg (Aérea)	m	72	1.032	2.041,80	221.313,60	35.129,14
TOTAL =					82.420.808,40	13.082.668,00

Tabla J.4. Costos de inversiones de los equipos de proceso de la opción 2.

Descripción	Número de equipos	Precio unitario Por equipo (Bs/equipo)	Total (Bs)	Total (\$)
Separador Bifásico	4	900.000	3.600.000	5.714.428,57
KOD	1	450.000	450.000	71.428,57
Flare	1	300.000	300.000	47.619,05
Tanques de almacenamiento (Fluido multifásico)	2	34.020.000,00	68.040.000,00	10.800.000,00
Bombas de transferencia (centrifugas)	6	7.000.000,00	42.000.000,00	6.666.666,67
TOTAL =			114.390.000,00	23.300.142,86

Tabla J.5. Costos de inversiones de los troncales de tubería de la opción 3.

Descripción	Unidad	Cantidad	Precio unitario Suministro de tubería (Bs/m)	Precio unitario Construcción (Bs/m)	Total (Bs)	Total (\$)
Tubería para crudo Ø20 pulg (Enterrada)	m	19380	3000	1.968,33	96.286.235,40	15.283.529,40
Tubería para agua Ø10 pulg (Enterrada)	m	7400	1.150	1.443,85	19.194.490,00	3.046.744,44
Tubería para gas Ø 6 pulg (Aérea)	m	72	1.032	2.041,80	221.313,60	35.129,14
TOTAL =					115.702.039,00	18.365.403,00

Tabla J.6. Costos de inversiones de los equipos de proceso de la opción 3.

Descripción	Número de equipos	Precio unitario Por equipo (Bs/equipo)	Total (Bs)	Total (\$)
Separador Trifásico	2	1.400.000	2.800.000	444.444,44
KOD	1	450.000	450.000	71.428,57
Flare	1	300.000	300.000	47.619,05
Tanques de almacenamiento (crudo húmedo)	1	32.760.000	32.760.000	5.200.000,00
Tanques de almacenamiento (agua)	2	30.240.000	60.480.000	9.600.000,00
Bombas de transferencia (reciprocantes)	4	2.786.804	11.147.216	1.769.399,37
Bombas de transferencia (centrífugas)	6	9.500.000	57.000.000	9.047.619,05
Planta de tratamiento de agua (PTFQ)	1	49.386.960	49.386.960	7.839.200,00
		TOTAL =	214.324.176,00	34.019.710,48

Tabla J.7. Costos de inversiones de los troncales de tubería de la opción 4.

Descripción	Unidad	Cantidad	Precio unitario Suministro de tubería (Bs/m)	Precio unitario Construcción (Bs/m)	Total (Bs)	Total (\$)
Tubería para crudo Ø12 pulg (Enterrada)	m	7400	2.756,25	3.044,68	42.926.882,00	6.813.790,79
Tubería para agua Ø12 pulg (Enterrada)	m	7400	2.756,25	3.044,68	42.926.882,00	6.813.790,79
Tubería para gas Ø 6 pulg (Aérea)	m	72	1.032	2.041,80	221.313,60	35.129,14
				TOTAL =	86.075.077,60	13.662.710,73

Tabla J.8. Costos de inversiones de los equipos de proceso de la opción 4.

Descripción	Número de equipos	Precio unitario Por equipo (Bs/equipo)	Total (Bs)	Total (\$)
Separador Trifásico	1	1.600.000	1.600.000	253.968,25
Tratador Térmico	3	1.100.000	3.300.000	523.809,52
KOD	1	450.000	450.000	71.428,57
Mechurrio	1	300.000	300.000	47.619,05
Tanques de almacenamiento (crudo húmedo)	1	44.100.000	44.100.000	7.000.000,00
Tanques de almacenamiento (agua)	2	31.500.000	63.000.000	10.000.000,00
Bombas de transferencia (reciprocantes)	3	2.786.804	8.360.412	1.327.049,52
Bombas de transferencia (centrífugas)	6	11.200.000	67.200.000	10.666.666,70
Planta de tratamiento de agua (PTFQ)	1	49.386.960	49.386.960	7.839.200,00
		TOTAL =	237.697.372,00	37.729.741,61

HOJAS METADATOS

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 1/6

Título	CONCEPTUALIZACIÓN DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN Y TRANSPORTE DE LOS FLUIDOS PRODUCIDOS EN LA ZONA SUR DEL CAMPO EL SALTO
Subtítulo	

El Título es requerido. El subtítulo o título alternativo es opcional.

Autor(es)

Apellidos y Nombres	Código CVLAC / e-mail	
Mora M. Karen B.	CVLAC	C.I.: 19.047.630
	e-mail	Karenmora627@gmail.com
	e-mail	

Palabras o frases claves:

Sistema de separación
Transporte de los fluidos
Petrodelta, S.A.
Campo el Salto

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 2/6

Líneas y sublíneas de investigación:

Área	Sub-área
TECNOLOGIA Y CIENCIAS APLICADAS	INGENIERIA DE PETROLEO

Resumen (Abstract):

El presente trabajo de investigación consistió en el diseño conceptual de las facilidades de separación y transporte que manejarán los fluidos producidos en la zona sur del Campo El Salto, que en su primera fase de explotación contará con cuatro (04) plataformas de treinta (30) pozos productores cada una, dando como resultado ciento veinte (120) pozos en su totalidad. Inicialmente a través del simulador de procesos Hysys se obtuvo la composición del crudo, partiendo de un ensayo de punto de ebullición verdadero. Seguidamente, con los reportes arrojados por la simulación se dimensionaron cada uno de los equipos involucrados en cada opción de proceso evaluada. Luego, mediante el simulador Pipephase se realizó la respectiva evaluación hidráulica de las líneas de transferencia de fluidos de cada uno de los casos estudiados. Posteriormente se escogió el proceso idóneo a implantar, a través de una matriz de evaluación, resultando favorecida la separación de crudo hasta especificación y envío a COMOR. Por último, se integraron los resultados obtenidos en una serie de productos de ingeniería como son el Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) con su respectiva descripción y el plano de ubicación de equipos. Como resultado se obtuvo un diseño que permitirá transferir 44.400 BPD de crudo en especificación para la venta, 79.592 BPD de agua para inyección y 3,5 MMPCED de gas para generación de vapor y generación eléctrica.

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 3/6

Contribuidores:

Apellidos y Nombres	Código CVLAC / e-mail	
Prof. Msc. Luis Castillo	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input type="checkbox"/> TU <input checked="" type="checkbox"/> JU <input type="checkbox"/>
	CVLAC	13 773 520
	e-mail	lcastillo@udo.edu.ve
	e-mail	
Prof. Ing. MSc Jorge Guevara	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input type="checkbox"/> TU <input type="checkbox"/> JU <input checked="" type="checkbox"/>
	CVLAC	13161196
	e-mail	Guevaraledezma@hotmail.com
	e-mail	
Prof. Ing. MSc Deasy Osuna	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input type="checkbox"/> TU <input type="checkbox"/> JU <input checked="" type="checkbox"/>
	CVLAC	10148701
	e-mail	deasyo@hotmail.com
	e-mail	

Fecha de discusión y aprobación:

Año	Mes	Día
2013	10	10

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 4/6

Archivo(s):

Nombre de archivo
KAREN MORA3.DOCX

Caracteres permitidos 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:

INGENIERIA DE PETROLEO

Dato requerido. Ejemplo: Licenciado en Matemáticas, Magister Scientiarium en Biología Pesquera, Profesor Asociado, Administrativo III, etc

Nivel Asociado con el trabajo: INGENIERIA

Área de Estudio:

TECNOLOGIA Y CIENCIAS APLICADAS

Institución(es) que garantiza(n) el Título o grado:

UNIVERSIDAD DE ORIENTE NUCLEO MONAGAS

Hoja de metadatos para tesis y trabajos de Ascenso- 5/6



UNIVERSIDAD DE ORIENTE
CONSEJO UNIVERSITARIO
RECTORADO

CUN°0975

Cumaná, 04 AGO 2009

Ciudadano
Prof. JESÚS MARTÍNEZ YÉPEZ
Vicerrector Académico
Universidad de Oriente
Su Despacho

Estimado Profesor Martínez:

Cumplo en notificarle que el Consejo Universitario, en Reunión Ordinaria celebrada en Centro de Convenciones de Cantaura, los días 28 y 29 de julio de 2009, conoció el punto de agenda "SOLICITUD DE AUTORIZACIÓN PARA PUBLICAR TODA LA PRODUCCIÓN INTELECTUAL DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE EN EL REPOSITORIO INSTITUCIONAL DE LA UDO, SEGÚN VRAC N° 696/2009".

Leído el oficio SIBI - 139/2009 de fecha 09-07-2009, suscrita por el Dr. Abul K. Bashirullah, Director de Bibliotecas, este Cuerpo Colegiado decidió, por unanimidad, autorizar la publicación de toda la producción intelectual de la Universidad de Oriente en el Repositorio en cuestión.



Comunicación que hago a usted a los fines consiguientes.

Cordialmente,


JUAN A. BOLAÑOS CURIEL
Secretario



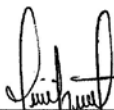
C.C: Rectora, Vicerrectora Administrativa, Decanos de los Núcleos, Coordinador General de Administración, Director de Personal, Dirección de Finanzas, Dirección de Presupuesto, Contraloría Interna, Consultoría Jurídica, Director de Bibliotecas, Dirección de Publicaciones, Dirección de Computación, Coordinación de Teleinformática, Coordinación General de Postgrado.

JABC/YGC/manuja

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 6/6

Derechos:

Artículo 41 del REGLAMENTO DE TRABAJO DE PREGRADO (vigente a partir del II Semestre 2009, según comunicado CU-034-2009): "Los Trabajos de Grado son de exclusiva propiedad de la Universidad, y solo podrán ser utilizados a otros fines, con el consentimiento del Consejo de Núcleo Respectivo, quien deberá participarlo previamente al Consejo Universitario, para su autorización".



BR KAREN BEATRIZ MORA MORA
AUTOR



ING. MSc. LUIS CASTILLO
ASESOR ACADÉMICO