

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



DESARROLLO DE LA INGENIERÍA CONCEPTUAL DE
LAS FACILIDADES DE SUPERFICIES PARA LA PRODUCCIÓN DE CRUDO
EN LAS MACOLLAS E2, E3, E4 y F2, UBICADAS EN EL BLOQUE JUNÍN 4 DE
LA FAJA PETROLÍFERA DEL ORINOCO

Realizado por:

RONDÓN BRITO, ELYAN JOSÉ

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

INGENIERO QUÍMICO

Puerto La Cruz, julio de 2013

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



DESARROLLO DE LA INGENIERÍA CONCEPTUAL DE
LAS FACILIDADES DE SUPERFICIES PARA LA PRODUCCIÓN DE CRUDO
EN LAS MACOLLAS E2, E3, E4 y F2, UBICADAS EN EL BLOQUE JUNÍN 4 DE
LA FAJA PETROLÍFERA DEL ORINOCO

Asesores:

Ing. José Rondón
Asesor académico

Ing. Amílcar León
Asesor industrial

Puerto La Cruz, julio de 2013

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



DESARROLLO DE LA INGENIERÍA CONCEPTUAL DE
LAS FACILIDADES DE SUPERFICIES PARA LA PRODUCCIÓN DE CRUDO
EN LAS MACOLLAS E2, E3, E4 y F2, UBICADAS EN EL BLOQUE JUNÍN 4 DE
LA FAJA PETROLÍFERA DEL ORINOCO

Ing. José Rondón
Asesor académico

Ing. Arturo Rodolfo (M.Sc.)
Jurado principal

Ing. Luis Moreno
Jurado principal

Puerto La Cruz, julio de 2013

RESOLUCIÓN

DE ACUERDO AL ARTÍCULO 41 DEL REGLAMENTO DE TRABAJO DE GRADO:

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



AGRADECIMIENTOS

Primeramente le doy las gracias a Dios por no abandonarme y siempre bendecirme, por mantener la Esperanza y Fe de que podía lograr este objetivo. Gracias por todas las alegrías vividas.

A la Universidad de Oriente, por haberme dado la oportunidad de haber estudiado esta carrera en la “Casa más Alta”.

A mis padres Elis y Yanira por todo el amor y el apoyo que siempre me han dado, por estar siempre a mi lado, por sus consejos, por los regaños que me dan que sé que lo hacen porque quieren lo mejor para mí, por darme los valores y la educación necesaria, gracias por siempre confiar en mí, por decirme de que podía lograrlo y pues aquí estoy gracias a ustedes lo he logrado, sin ustedes nada sería igual mil gracias los amo.

A mis hermanos José (Cheo), Elys (bibi), Haidee, Mariluz, Claret, Ely, Noris y Elizabeth por los consejos, por el apoyo brindado y por los momentos que hemos compartido. Hermanito Elys que esto te sirva de ejemplo de que las metas se pueden lograr con constancia y dedicación. Gracias en especial a mi hermano José (Cheo), por haberme aconsejado de que estudiara esta carrera, por apoyarme siempre en el transcurso de ella y por ser mi asesor en esta tesis.

A mis abuelos Aurolina (chicho) y Pedro (mongo) por siempre estar pendiente de mí, por sus consejos y el apoyo que me dan, los quiero mucho.

A mis tías (Yura, Leni, Iraida, Esperanza y Magalis) por siempre estar pendiente de mí, por apoyarme en todo momento y por sus consejos, este logro

también es de ustedes, aunque estén lejos siempre las llevo en mi mente y corazón las quiero mucho.

A mis sobrinos (Josué, Alexander y David) y sobrinas (Sara, Flor, Haimara, María, Valentina, Elysner, Eliuska, Ana Victoria y Luisana), por todos los momentos que hemos compartido, los quiero.

A mis primos (Keider, Jorgito, Gabriel, Francisco, Cristian, Efraín y Luisito) y mis primas (Franyelis, Irailis y Crisbelis) por los momentos compartidos.

A mi amiga Nairovy, por el apoyo brindado durante todo momento, por ayudarme y no abandonarme cuando más lo necesite, gracias por eso y por los momentos compartidos que hemos tenido desde los últimos semestres de la carrera. Sabes el cariño y aprecio que te tengo.

A mi amiga querida María Salazar, por siempre aconsejarme y apoyarme en todo momento, por siempre decirme esas lindas palabras de que yo podía y era muy inteligente, de verdad muchas gracias amiga te quiero mucho, siempre puedes contar conmigo.

A mis amigos y más que amigos hermanos del liceo Juan, Boris y Daveyoi (el team bandera), gracias por todos los momentos compartidos y siempre apoyarme, espero por el título de ustedes, los quiero, y a su familia por abrirme las puertas de sus casas.

A mis compañeros y amigos de la carrera Jeyfel (la Jeyfel), Andriu (la loca), Yura (muñeca), Carmen, Víctor (la Víctor), Emma, Greysauris, Carmen Álvarez, Mónica (fea), Verónica (amiguita), Aldrin y Kenny a quienes les agradezco los momentos compartidos durante este trayecto, siempre los recordare gracias.

Al personal de Ingeniería Cardón, en especial a mi tutor Amílcar, Johana, Arelis por toda la colaboración prestada durante las pasantías.

A los profesores Arturo Rodolfo y Luis Moreno por sus enseñanzas, paciencia, colaboración y conocimientos impartidos que ayudaron a lograr que este trabajo se llevara a cabo.

Agradezco a todas aquellas personas que de alguna u otra manera me dieron su granito de arena en algún momento de la vida. Estoy segura que Dios ha sido quien ha colocado esas personas en mi camino cuando lo he necesitado.

TABLA DE CONTENIDO

RESOLUCIÓN	iv
AGRADECIMIENTOS	v
TABLA DE CONTENIDO	viii
ÍNDICE DE TABLAS	xii
INDICE DE FIGURAS	xv
RESUMEN	xvi
INTRODUCCIÓN	xviii
CAPITULO I	20
1.1 Planteamiento del problema	20
1.2 Objetivos	21
1.2.1 Objetivo general	21
1.2.2 Objetivos específicos	22
CAPITULO II	23
MARCO TEÓRICO	23
2.1 Antecedentes	23
2.2 Ubicación geográfica de las macollas	25
2.3 Condiciones climaticas	25
2.4 Ingeniería corporal	26
2.5 Fluidos de producción	27
2.5.1 Agua	27
2.5.2 Gas	27
2.5.3 Crudo	28
2.5.4 Crudo extrapesado (CXP)	31

2.5.5 Filosofía operacional para extraer crudo extrapesado de la faja petrolífera del Orinoco (FPO)	31
2.6 Fluidos.....	32
2.6.1 Comportamiento de flujo por tuberías	32
2.6.2 Principios de cálculos de caída de presión	37
2.7 Sistemas de tuberías	42
2.7.1 Formulas usadas comúnmente para el flujo de fluidos compresible en tuberías largas	43
2.7.2 Estudio hidráulico en el diseño de tuberías de proceso	44
2.8 Oleoductos.....	46
2.8.1 Características de los oleoductos	47
2.9 Gasoductos.....	47
2.9.1 Diseño de gasoducto	48
2.9.2 Cálculos para tubería de gas	48
2.10 Emulsión	48
2.10.1 Propiedades de las emulsiones	48
2.10.2 Tipos de emulsión.....	49
2.11 Sistemas de recolección	50
2.12 Instalaciones de superficie	50
2.13 Múltiples de producción.....	50
2.14 Líneas de flujo.....	52
2.15 Separadores.....	53
2.15.1 Principios de la separación	53
2.15.2 Parámetros que intervienen en el diseño de un separador. .	54

2.15.3 Dimensionamiento de la unidad de separación	55
2.15.4 Velocidad crítica.....	55
2.15.5 Clasificación y descripción de los separadores.....	55
2.16 Estimado de costos	61
2.16.1 Clase V	62
2.16.2 Clase IV	62
2.16.3 Clase III.....	63
2.16.4 Clase II.....	63
2.16.5 Clase I.....	63
2.16.6 Estructura del estimado de costos	63
CAPITULO III.....	65
DESARROLLO DEL PROYECTO	65
3.1 Bases y criterios de diseño para el dimensionamiento de las facilidades de superficie.....	65
3.1.1 Bases de diseño para el dimensionamiento de las facilidades de superficie.....	65
3.1.2 Premisas tomadas como condiciones de operación de las facilidades de superficies	66
3.1.3 Límite de batería	71
3.1.4 Criterios de diseño para el dimensionamiento de las facilidades de superficie	73
3.2 Elaboración de diagrama de flujo de proceso, balance de masa y energía para las facilidades de superficie.....	81
3.2.1 Descripción del proceso.....	82

3.3 Diseño de las facilidades de superficie para la producción temprana de crudo en las macollas E2, E3, E4 y F2, ubicadas en el bloque Junín 4 de la faja petrolífera del Orinoco.....	87
3.3.1 Diámetro de línea.....	87
3.3.2 Diseño del separador horizontal	102
3.4 Estimación los costos de materiales y equipos para la producción temprana de crudo en las macollas E2, E3, E4 y F2	116
CAPITULO IV	124
DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	124
4.1 Establecimiento de las bases y criterios de diseño para el dimensionamiento de las facilidades de superficie requeridas por el proyecto	124
4.2 Elaboración del diagrama de flujo de proceso y balance de materia y energía para las facilidades de superficie	124
4.3 Diseño de las facilidades de superficie para la producción temprana de crudo en las macollas E2, E3, E4 y F2, ubicadas en el bloque Junín 4 de la faja petrolífera del Orinoco.....	140
4.4 Estimado de los costos de materiales y equipos para la producción temprana de crudo en las macollas E2, E3, E4 y F2	143
4.5 Conclusiones	145
4.6 Recomendaciones	147
BIBLIOGRAFIA.....	148
METADATOS PARA TRABAJOS DEGRADO, TESIS Y ASCENSO:	159

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1 Condiciones ambientales	25
Tabla 2.2 Clasificación de los crudos según la escala API (Curtis y Kopper, 2002)	30
Tabla 3.1 Producción de crudo por pozo en función del tiempo.....	65
Tabla 3.2 Producción de crudo por pozo para la macolla en función del tiempo.....	66
Tabla 3.3 Composición del crudo.....	67
Tabla 3.4 Destilación del crudo ASTDMD 86.....	68
Tabla 3.5 Composición del gas.....	68
Tabla 3.6 Propiedades del diluyente nafta.....	69
Tabla 3.7 Propiedades del crudo, nafta y gas.....	70
Tabla 3.8 Criterios hidráulicos para líquido (PDVSA L-TP 1.5 Calculo hidráulico de tuberías).....	74
Tabla 3.9 Caídas de presiones recomendadas para tuberías de líquido (PDVSA 90616.1.0.24 Dimensionamiento de tuberías de procesos)	75
Tabla 3.10 Criterios de velocidad (PDVSA 90616.1.0.24 Dimensionamiento de tuberías de procesos)	76
Tabla 3.11 Criterios de caída de presión por unidad de longitud para gases y vapores.....	76
Tabla 3.12 Criterios de velocidad para gases	77
Tabla 3.13 Caída de presión para gases (PDVSA 90616.1.0.24 Dimensionamiento de Tuberías de Proceso)	77
Tabla 3.14 Longitud en función de la presión (PDVSA MDP_03_s_03 separadores líquido-vapor 1983)	79
Tabla 3.15 Tiempo de retención en función de los grados API (API Specification 12J, 1989).....	79

Tabla 3.16 Diferentes niveles de líquido en el separador horizontal (PDVSA MDP_03_s_03 separadores líquido-vapor, 1983).....	80
Tabla 3.17 Criterios para el dimensionamiento de las boquillas de los separadores (PDVSA MDP_03_s_03 separadores líquido-vapor, 1983).....	81
Tabla 3.18 Flujos de operación por pozo	87
Tabla 3.19 Parámetros hidráulicos de las tuberías	90
Tabla 3.20 Características del fluido bifásico	90
Tabla 3.21 Parámetros hidráulicos de las tuberías bifásicas	98
Tabla 3.22 Producción a separador de prueba en el proyecto.....	102
Tabla 3.23 Datos necesarios para el dimensionamiento del separador de prueba	103
Tabla 3.24 Valores de los parámetros seleccionados para el diseño del separador.....	111
Tabla 3.25 Especificación de costos de materiales y equipos adquiridos para el transporte de crudo de la macolla E4 y F2.....	116
Tabla 3.26 Especificación de costos de materiales y equipos adquiridos para el transporte de crudo de la macolla E3.....	119
Tabla 3.27 Especificación de costos de materiales y equipos adquiridos para el transporte de crudo de la macolla E2.....	121
Tabla 4.1 Balance de materia y energía de la macolla E2 (14 pozos)	127
Tabla 4.2 Balance de materia y energía de la macolla E3 (24 pozos)	132
Tabla 4.3 Balance de materia y energía de la macolla E4 y F2 (28 pozos)	136
Tabla 4.4 Presión, velocidad, longitud y caída de presión del cabezal de prueba	141
Tabla 4.5 Presión, velocidad, longitud y caída de presión para el cabezal de distribución de diluyente.	141

Tabla 4.6 Presión, velocidad, longitud y caída de presión para el cabezal de
producción 142

INDICE DE FIGURAS

Figura 2.1 Ubicación de las macollas dentro de Junín 4	25
Figura 2.2 Esquema de producción del crudo extrapesado en la FPO.	32
Figura 2.3 Flujo laminar– velocidad baja.....	34
Figura 2.4 Flujo turbulento - velocidad alta con turbulencia	34
Figura 2.5 Múltiple de producción (Malavé, 2009)	51
Figura 2.6 Líneas de flujo (Malavé, 2009).....	53
Figura 2.7 Separador vertical.....	57
Figura 2.8 Separador horizontal.....	58
Figura 3.1 Limite de la batería para la producción de crudo	72
Figura 3.2 Diferentes niveles de líquido en el recipiente (PDVSA MDP_03_s_03 separadores líquido-vapor, 1983)	80
Figura 3.3 Diagrama de la simulación en Hysys 2006 del balance de materia y energía de las macollas	86
Figura 3.4 Representación gráfica del cabezal de diluyente.....	101
Figura 3.5 Representación gráfica del cabezal de producción	101
Figura 3.6 Representación gráfica del cabezal de prueba	102
Figura 4.1 Esquema general de flujo de proceso de las macolla	126

RESUMEN

Las facilidades de superficie para la producción de crudo de las macollas E2, E3, E4 y F2 contemplaron el diseño de las redes de distribución de diluyente, red de recolección de crudo diluido, cabezales de prueba y separadores de prueba del centro operativo Petrourica, ubicado en la faja petrolífera del Orinoco, específicamente en la estación Junín 4. Las macollas tienen la capacidad para manejar la producción máxima de 28 pozos. El flujo de crudo para las facilidades de superficies, fue seleccionado en función del mayor pozo productor por año, para cada pozo con un flujo de 1.048,24 bpd de crudo, 116,471 bpd de agua y 209.648 scfd de gas, y un flujo de producción por pozo para las macollas de 340,5 bpd de crudo, 85,125 bpd de agua y 161.737,5 scfd de gas, para ambos con una presión de 120 psig y una temperatura de 110 °F aproximadamente. Primeramente, se eligieron las bases y criterios de diseño para las facilidades de superficie, basado en los manuales de proceso de normas PDVSA, las normas API y la información suministrada por Petrourica. Se realizó la caracterización de las propiedades del crudo extraído y del diluyente, en el cual se observa que las densidades del crudo, gas y diluyente dieron: 61,51 lb/ft³; 0,3940 lb/ft³ y 48,67 lb/ft³ respectivamente. Además se realizó el diagrama de flujo de proceso regido por la norma PDVSA, el cual incluye las dimensiones del separador de prueba y el balance de masa y energía, el cual se realizó de acuerdo a la producción que se va a manejar en el proyecto. El balance de masa y energía se ejecutó con el uso del simulador de proceso Hysys 2006, en el cual se encontró un crudo pesado de 11,82°API y el diluyente (nafta) de 49,65 °API. Posteriormente se diseñaron las facilidades de superficie para la producción y recolección de crudo en las macollas, en el cual está contemplado la recolección de crudo diluido, red de distribución de diluyente, cabezal de producción, cabezal de prueba, y el diseño de dos separadores de prueba, obteniendo los siguientes valores de diámetros para las facilidades de superficie: el diámetro nominal de la tubería de distribución de diluyente 6 In, el diámetro nominal de la tubería de crudo diluido 4 in,

el diámetro nominal de la tubería de cabezal de producción 10 in, diámetro nominal de la tubería de gas 4 in, con los diámetros obtenidos se realizaron evaluaciones hidráulicas. Para el diseño hidráulico de las redes se tomó como premisa los planos isométricos y la ubicación tentativa de los pozos asociados a cada macolla de producción. Se usó el simulador Pipephase 9.1 para las evaluaciones hidráulicas, suponiendo presiones y flujos de operación. En el diseño del separador de prueba gas-liquido horizontal resulto con dimensiones de 109 in de longitud y 42 in de diámetro, con un caudal de 1.488 bpd de mezcla gas-liquido, con diámetro de la boquilla de entrada de 3in, diámetro de la boquilla de salida de líquido de 3 in y diámetro de la boquilla de salida de gas de 1 in. Por último se realizó un estimado de costo de procura de los equipos necesarios para la producción de las mencionadas macollas fue realizado mediante el análisis de obras similares a este proyecto y cotizando en diferentes empresas, obteniendo que la implantación de la infraestructura genera una inversión de 6.713.029 Bs para la macolla E4 y F2, 6.068.422 para la macolla E3 y 3.916.807 para la macolla E2.

INTRODUCCIÓN

Presentación de la empresa

Ingeniería Cardón, S.A. (ICSA) es una empresa consultora de ingeniería fundada en Paraguaná, estado Falcón, en el año 1977, que tiene como objetivo ofrecer servicios de ingeniería y asistencia técnica dentro del marco de actividades que desarrolla la industria petrolera, petroquímica y carbonífera del país.

ICSA cuenta con sedes en los estados Falcón y Anzoátegui, y dispone de una infraestructura organizacional con amplia experiencia en la ejecución, supervisión, gerencia y control de proyectos de ingeniería y asistencia técnica. Desde sus inicios, ha participado en numerosos proyectos en la industria petrolera nacional, llegando a acumular más de 2.750.000 horas-hombre ejecutadas en los últimos 25 años de actividades.

En los últimos diez años, Ingeniería Cardón, S.A. ha venido realizando un proceso de expansión hacia nuevos mercados y clientes, nacionales y extranjeros, siguiendo el ritmo y los cánones de competitividad que exigen las nuevas realidades de la globalización. Así, luego de varios años de introspección y renovación, y contando con la participación directa de todos los niveles de la organización, la empresa obtuvo por primera vez la certificación de su sistema de la calidad con la norma COVENIN ISO 9001: 95 en la línea de servicios de ingeniería básica, de detalle y asistencia técnica de ingeniería para la industria petrolera, petroquímica y carbonífera, otorgada por FONDONORMA el 28 de septiembre de 2001.

Hoy este sistema continúa enriqueciéndose por el compromiso y esfuerzo de todo el personal de la organización para mantener y mejorar cada día en función de las exigencias del mercado. Esta filosofía de trabajo ha significado que el sistema de gestión de la calidad de la empresa haya sido encontrado conforme a los requerimientos establecidos por la norma COVENIN ISO 9001:2000. Se logra así la renovación del certificado otorgado por FONDONORMA bajo este nuevo estándar y

con ello el reconocimiento de IQNet, una red que agrupa a los principales organismos certificadores a nivel mundial. Esta certificación se encuentra respaldada además por el reconocimiento que otorgan las acreditaciones de INMETRO (ISO 9000) y COFRAC (ISO 14001) a las certificaciones de gestión otorgadas por FONDONORMA.

Actualmente la empresa cuenta con un equipo de profesionales y técnicos de alto perfil, especializados en diferentes disciplinas, para atender los proyectos que se contratan y las tareas internas de carácter administrativo, soportado en una infraestructura sólida.

La experiencia, el conocimiento acumulado, la vigencia tecnológica y la atención permanente por la innovación caracterizan el valor añadido de los servicios que presta ICSA. Sus profesionales trabajan como una empresa orientada hacia el cliente, buscando la satisfacción de sus expectativas y por tanto, su confianza y fidelidad como objetivo principal en todas sus actuaciones, por lo cual considera el desarrollo personal y profesional de sus empleados como una vía clave para mejorar la calidad de sus servicios e impulsar la competitividad de la empresa.

Este trabajo se desarrolló en las instalaciones de ICSA. Anzoátegui en el Departamento de Procesos, ubicado en el edificio George Center de Lechería.

CAPITULO I

1.1 Planteamiento del problema

La empresa mixta Petrourica S.A. empresa filial de Petróleo de Venezuela S.A. (PDVSA) conjuntamente con la empresa China CNPC, en el cual el 60% lo posee PDVSA y el otro 40% restante CNPC, tiene como objetivo generar la infraestructura y los servicios requeridos para el arranque operacional, de un proyecto el cual está contemplado la producción de crudo pesado (11,82°API) mediante la inyección de un diluyente a nivel de pozo para obtener una mezcla de crudo diluido de aproximadamente 17°API. En el plan de negocios original, se ha considerado inicialmente para el tercer año del proyecto una producción temprana de 25.000 barriles por día (25 Mbpd), 100 Mbpd en el cuarto año, 150 Mbpd en el quinto año, 300 Mbpd en el sexto año, hasta alcanzar la producción comercial tope de 400Mbpd en el séptimo año. Estas instalaciones estarán ubicadas en el bloque Junín 4 (aproximadamente 325 km²), perteneciente regionalmente a los estados Guárico-Anzoátegui, municipios Santa María de Ipire y Monagas.

Para la explotación del bloque Junín 4, se tiene previsto la incorporación de cuatro macollas que llevan por nombres (E2, E3, E4 y F2), para la producción de crudo pesado de aproximadamente 11,82°API, las cuales están constituidas por la siguiente cantidad de pozos: 14 pozos en la macolla E2, 24 pozos en la macolla E3, 28 pozos en la macolla F2 y E4, a las cuales se les construirán facilidades para la recolección de crudo y distribución de diluyente desde y hacia cada uno de los pozos que conforman las macollas y el transporte de crudo diluido.

Debido a que el crudo proveniente de los pozos es pesado se debe diseñar una red de distribución de diluyente (nafta) que se encargara de inyectar nafta a los cabezales de pozos, para disminuir su densidad y viscosidad y hacer más fácil su transporte a los centros operativos y de ahí a los patios de almacenamiento por medio de oleoductos. El gas producido una vez separado del crudo en el centro operativo, será trasladado a los centros de recolección a través de gasoductos.

La distribución del diluyente se realizara desde un múltiple principal, el cual será inyectado a los cabezales de los pozos para disminuir la densidad y luego el crudo diluido será transportado a un cabezal principal de recolección para luego ser destinado a la venta.

El alcance del proyecto contempla el diseño de:

- Una red de distribución de diluyente que se encargara de inyectar nafta directamente hasta el cabezal de cada uno de los pozos.
- Una red de recolección de crudo diluido que se encargara reunir en cada macolla la producción de crudo diluido de cada uno de los pozos y llevarlo a la estación de venta.
- Los cabezales de prueba de las macollas E2, E3, E4 y F2.
- Facilidades de separación de crudo y gas en los cabezales de prueba.

El alcance a ser desarrollado en este trabajo consiste en el diseño conceptual de las mencionadas infraestructuras, generando un diagrama de flujo de proceso preliminar. Se prevé comenzar definiendo las propiedades de las corrientes (pozo y diluyente); seguidamente se generara el balance de materia y energía de cada una de las macollas, luego con base a lo establecido en guías de diseño y el uso de simuladores de procesos se realizaran los dimensionamientos requeridos, para finalmente realizar un estimado de costo de la infraestructura involucrada.

La realización de este proyecto es importante porque asegura la producción temprana del crudo en las macollas E2, E3, E4 y F2 del bloque Junín 4, además de establecer las condiciones de diseño para el dimensionamiento de las redes de tuberías y equipos para el transporte del crudo diluido hasta los cabezales de producción.

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo general

Desarrollar la ingeniería conceptual de las facilidades de superficies para la producción de crudo en las macollas E2, E3, E4 y F2, ubicadas en el bloque Junín 4 de la faja petrolífera del Orinoco.

1.2.2 Objetivos específicos

1. Establecer las bases y criterios de diseño para el dimensionamiento de las facilidades de superficies requeridas por el proyecto.
2. Elaborar diagrama de flujo de proceso y balance de materia y energía para las facilidades de superficies.
3. Diseñar las facilidades de superficies para la producción temprana de crudo en las macollas E2, E3, E4 y F2, ubicadas en el bloque Junín 4 de la faja petrolífera del Orinoco.
4. Estimar los costos de materiales y equipos para la producción temprana de crudo en las macollas E2, E3, E4 y F2.

CAPITULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 Antecedentes

García (2011), desarrolló un diseño conceptual para el campo La Ceibita Araibel, específicamente en la estación Araibel-51, L-63 y la red de recolección de gas, el cual permitirá el manejo óptimo y eficiente de la producción estimada en el Portafolio de Oportunidades PDO 2010-2029. Primeramente, realizó el diseño de la infraestructura para la estación Araibel-51, en el cual dimensionó un separador de prueba de pozos mediante el simulador Gasnet. Para el almacenaje de líquidos, realizó el estudio de la instalación de un tanque, y para el desalojo de los mismos determinó la necesidad de una bomba. Respecto a la estación L-63, realizó la evaluación de dos separadores existentes que recibirán la producción de la estación Araibel-51. La red de recolección de gas fue evaluada hidráulicamente mediante el simulador Pipephase, encontrando que los resultados generados por el simulador representan cercanamente los valores de presión del campo. Los mismos reflejan el cumplimiento de las normas PDVSA en cuanto a velocidades de corrosión y caídas de presión. Por último realizó el estimado de costos para el proyecto.

Montaguth y Montilla (2011), desarrollaron la infraestructura de superficie para un campo costa afuera. Identificaron las variables operacionales del proceso, donde éste consta de dos etapas de separación; el líquido separado en la I etapa, fue llevado a la II etapa. Luego de identificar las variables operacionales del proceso, realizaron los diagramas de flujo de los diferentes procesos utilizados en la extracción de líquidos del gas natural, como son Joule Thompson, refrigeración mecánica y turbo expansor, a través del software Aspen Hysys 2006.5. Además realizaron el diseño de los separadores trifásicos horizontales involucrados en el proceso de turbo-expansión y el diseño del gasoducto y de la tubería que transporta los líquidos del gas natural desde el campo costero hasta la estación de flujo. Así mismo realizaron la estimación de costos del proceso seleccionado.

León (2010), realizó el 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. Hizo el balance de masa y energía de la batería de acuerdo a la producción a manejar, con el uso del programa de simulación de procesos Hysys 3.2, donde obtuvo las propiedades y características de las corrientes involucradas. Posteriormente, calculó las capacidades de los nuevos equipos a instalar en la batería y por último, detectó las restricciones a nivel de las facilidades de superficie existentes en la batería PN-33 mediante el cálculo de las líneas de flujo con el programa Pipephase 9.0.

Yépez (2009), desarrolló una herramienta que permitió a PDVSA obtener los diámetros de las tuberías adecuados para los fluidos (crudo multifásico, crudo limpio y gas) que se transportan en la faja petrolífera del Orinoco (FPO) desde las macollas a los centros operativos y de éstos a los patios tanque o centros de entrega de gas. Para obtener éstos diámetros, Yépez utilizó simulaciones con el programa Pipephase 9.0 introduciendo como datos, la información recopilada por las empresas mixtas que operan en la FPO.

Los antecedentes mencionados son una referencia y a la vez una guía práctica a utilizar, tomando en cuenta que las características de los mismos guardan cierta similitud con el desarrollo del proyecto que se va a implantar, sin embargo existen claras diferencias respecto al tiempo, localización y propiedades de los fluidos involucrados en el proceso. En el presente trabajo se realizara el dimensionamiento de las tuberías para el transporte de crudo y evaluaciones hidráulicas mediante el simulador de proceso Pipephase, tal como hizo Yépez, también se dimensionara un separador de prueba liquido-gas, como el realizado por García a diferencia que el elaborado por García fue con el simulador Gasnet.

Al igual que León se generara un balance de materia y energía para obtener las propiedades y características de las macollas; así mismo se hará un estimado de costo semejante al realizado por Montaguth y Montilla a diferencia de los quipos y diámetros de las tuberías.

2.2 Ubicación geográfica de las macollas

El sitio para ejecutar el proyecto de las macollas E3, E4, F2 y E2 está ubicado en el bloque Junín 4 (aprox. 325 km²), perteneciente regionalmente a los estados Guárico-Anzoátegui, Municipios Santa María de Ipire y Monagas.

En la figura 1.1 se muestra la ubicación de las macollas a ser desarrolladas dentro del bloque Junín 4.

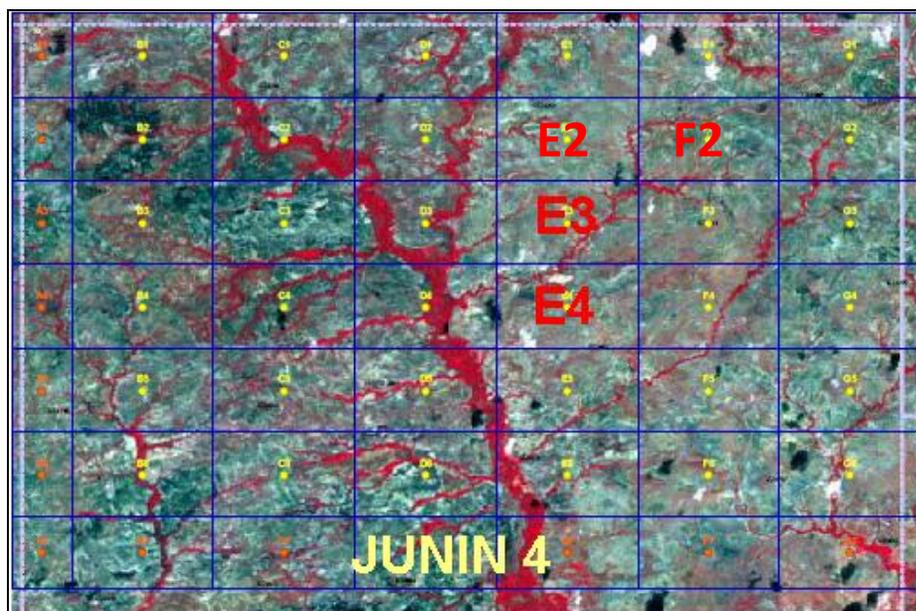


Figura 2.1 Ubicación de las macollas dentro de Junín 4

2.3 Condiciones climaticas

Los equipos, instrumentos y sistemas se diseñan para la instalación en una atmósfera de ambiente exterior tropical de alta humedad y corrosión propia de la industria del petróleo. Las condiciones ambientales del sitio se presentan en la tabla 2.1.

Tabla 2.1 Condiciones ambientales

Descripción	Valor
Presión barométrica estándar en la ubicación de las	101,1 kPa

instalaciones	(absoluta)
Velocidad promedio del viento	15 - 20 km/h
Velocidad máxima del viento	40 km/h
Dirección predominante del viento (promedio mensual)	NR
Pluviosidad anual	8,29 mm
Evaporación media anual	0,34 mm
Temperatura promedio anual	26 - 28 °C
Temperatura máxima registrada	31,1 °C
Temperatura mínima registrada	20 °C
Zona sísmica	2
Humedad relativa máxima	82%

Las facilidades de superficie de las macollas para la producción de crudo pesado y gas del pozo, mezclado con el diluyente y el envío de crudo diluido a venta se desarrollan en un ambiente rural.

2.4 Ingeniería corporal

La ingeniería conceptual sirve para identificar la viabilidad técnica y económica de un proyecto y marcará la pauta para el desarrollo de la ingeniería básica y de detalle. Se basa en un estudio previo (estudio de viabilidad) y en la definición de los requerimientos del proyecto.

Los principales conceptos a analizar y estudiar en esta fase son:

- Productos y capacidad de producción.
- Normativa y regulación.
- Descripción del proceso de fabricación y requerimientos de usuario.
- Descripción general de instalación.
- Estimación de requerimientos de servicios auxiliares.
- Lista de equipos preliminar.

- Estimación económica de la inversión $\pm 30\%$.

2.5 Fluidos de producción

Se clasifican en los siguientes:

2.5.1 Agua

El agua asociada con la producción del petróleo se puede presentar según su grado de mezclado como:

- Agua libre. Se incorpora al petróleo o crudo por la agitación a la que está sometido durante el proceso de extracción de éste. La mezcla es muy inestable y se mantiene mientras exista turbulencia; al dejar reposarla, el agua se separa por sedimentación.
- Agua emulsionada. Es la que permanece mezclada con el crudo y no se separa con reposo, sino que requiere de tratamientos más rigurosos.

2.5.2 Gas

Es una mezcla de diversos hidrocarburos gaseosos que se encuentran en el subsuelo (primordialmente metano, etano, propano y butano, entre otros) y se emplea para propósitos energéticos con fines domésticos e industriales. Se obtiene de rocas porosas del interior de la corteza terrestre, y se encuentra solo o asociado con el petróleo crudo. Se clasifica de acuerdo a su localización en el subsuelo como: (Barberii, 1998)

- Gas asociado. Es aquel disuelto o separado del petróleo (capa de gas) en yacimientos de petróleo.
- Gas no asociado. Es aquel gas natural que es producido en yacimientos donde no se encuentra conjuntamente con el petróleo.
- Gas condensado. Es aquel que se encuentra mezclado con hidrocarburos gaseosos y líquidos en yacimientos de condensado.

2.5.3 Crudo

Se define crudo como una mezcla de hidrocarburos (compuestos formados únicamente por átomos de carbono e hidrogeno) e impurezas, entre las cuales las más comunes están constituidas por compuestos orgánicos de azufre, nitrógeno, oxígeno y metales. El líquido puede variar desde un líquido móvil, de color amarillo o verde, hasta fluidos más oscuros y con frecuencia casi negros, y muy viscosos que a veces se solidifican en una pasta negra. (Barberii, 1998)

Los tipos de crudo según su composición son:

- Crudos parafínicos. Tienen mayoritariamente parafinas y ceras naturales, tal como algunos de los extraídos en Estados Unidos y Libia.
- Crudos nafténicos. Representados por los naftenos y son algunos de los crudos presentes en Venezuela.
- Crudos aromáticos. Poseen principalmente hidrocarburos aromáticos, y se encuentran principalmente en la isla de Borneo-Malasia. El compuesto más simple de esta serie es el benceno (C_6H_6), que tiene seis átomos de carbono unidos por dobles ligaduras alternadas formando un anillo.
- Crudos sulfurosos. Que contienen mercaptanos formados por la fijación de azufre sobre un hidrocarburo, con desprendimiento de sulfuro de hidrógeno; son característicos del Medio Oriente.
- Crudos bituminosos. Es aquel de viscosidad dinámica igual o mayor a 10.000 mili pascal segundo (mPa.s) a la temperatura del yacimiento y presión atmosférica, libre de gas.

Entre las propiedades fisicoquímicas más importantes del crudo están:

2.5.3.1 Viscosidad

La viscosidad expresa la facilidad que tiene un fluido para fluir cuando se le aplica una fuerza externa. El coeficiente de viscosidad absoluta, o simplemente la viscosidad absoluta de un fluido, es una medida de su resistencia al deslizamiento o a sufrir deformaciones interna. La melaza es un fluido muy viscoso en comparación

con el agua; a su vez, los gases son menos viscosos en comparación con el agua, siendo su valor expresado en centipoise (cP). (Barberii, 1998) Se clasifican en:

- Viscosidad relativa. Es la relación de la viscosidad del fluido respecto a la del agua. A 20 °C, la viscosidad del agua pura es 1,002 centipoise (cP).
- Viscosidad cinemática. Es equivalente a la viscosidad expresada en centipoises dividida por la gravedad específica, a la misma temperatura. Se designa en Stokes (St) o centistokes (cSt).
- Viscosidad Universal Saybolt. Representa el tiempo en segundos para que un flujo de 60 cm³ salga de un recipiente tubular por medio de un orificio, debidamente calibrado y dispuesto en el fondo del recipiente, el cual se ha mantenido a temperatura constante.

2.5.3.2 Calidad de los crudos

La calidad del petróleo se fundamenta en su densidad relativa, la cual se mide según sean más livianos o pesados que el agua. Mientras más liviano es un crudo, mejor es su calidad y mayor es su precio. La densidad relativa se considera como el cociente de dos densidades, la sustancia de interés entre la sustancia de referencia. La sustancia de referencia en el caso de los líquidos y sólidos generalmente es el agua. La mayoría de los crudos tienen densidades menores al agua. Por convención, el Instituto Americano del Petróleo, mide la densidad relativa del petróleo en grados API (American Petroleum Institute, por sus siglas en inglés). La fórmula que relaciona la gravedad específica S.G. (Specific Gravity, por sus siglas en inglés) con la densidad API es la siguiente:

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{Ge} - 131, \quad (\text{Ec. 2.1})$$

dónde:

$^{\circ}API$ = grados API.

Ge= gravedad específica a 60 °F.

El volumen, y por tanto la densidad, de los productos del petróleo varía con la temperatura, y la industria petrolera ha establecido los 60 °F (15,55 °C) como la temperatura estándar para el volumen y la gravedad específica API. En la escala API el agua tiene 10 °API, un crudo menos denso que el agua tiene más de 10 °API y uno con densidad mayor tiene menos de 10 °API y se denominan extrapesados. En la tabla 2.2 se muestra la clasificación del crudo. (Perry, 1992)

Tabla 2.2 Clasificación de los crudos según la escala API (Curtis y Kopper, 2002)

Tipo de crudo	Rango (°API)
Condensados	42,0 < en adelante
Livianos	30,0 < °API < 41,9
Medianos	22,0 < °API < 29,9
Pesados	10,0 < °API < 21,9
Extrapesados	Por debajo < 9,9

El Departamento de Energía de los Estados Unidos (DOE, por sus siglas en inglés), define al petróleo pesado como aquel que presenta una gravedad API entre 10,0 y 22,3 °API. En el caso de los crudos de la faja petrolífera del Orinoco (FPO), estos son tan pesados que se hunden en el agua y por su elevada viscosidad se dificulta mucho su manejo. Debido a ello, antes de los desarrollos tecnológicos de las últimas décadas, la explotación del crudo de la faja era considerada por muchos imposibles, dado que estaba muy lejos de ser un negocio rentable. Sin embargo, los avances tecnológicos han permitido reducir considerablemente los costos de extracción, así como aminorar el impacto ambiental de esta actividad. (Martínez, 2004).

2.5.4 Crudo extrapesado (CXP)

El CXP es extremadamente viscoso, contiene altas concentraciones de asfáltenos, resinas y heteroátomos tales como: nitrógeno, azufre y oxígeno así como metales (V y Ni). Los crudos extrapesados y los residuos de vacío constituyen una mezcla compleja de componentes de diferentes propiedades y estructuras moleculares, con interacciones físicas importantes que le confieren propiedades específicas, como por ejemplo altas viscosidades a temperatura ambiente. Con la gran demanda de crudos, sus altos precios y estando en declinación la producción de la mayoría de los yacimientos de petróleo convencionales a nivel mundial, la atención de la industria petrolera venezolana se está desplazando hacia la explotación de petróleo pesado y extrapesado, ya que este tipo de crudo promete desempeñar un rol muy importante en el futuro de la industria petrolera venezolana. (Martínez, 2004).

2.5.5 Filosofía operacional para extraer crudo extrapesado de la faja petrolífera del Orinoco (FPO)

Para la extracción de crudo extrapesado de los pozos es necesaria la utilización de bombas colocadas en el fondo de los mismos, (bombas de cavidad progresiva, bombas electro-sumergibles o bombas reciprocantes), a fin de obtener los volúmenes de crudo diario de un campo o bloque.

A este crudo extrapesado de gravedad comprendida entre 7 y 8 °API, se requiere inyectarle un diluyente (nafta) al nivel de superficie (cabezal de pozo) o en el fondo a la entrada de la bomba, con la finalidad de obtener un crudo menos viscoso y más fácil de transportar, cuya gravedad deberá estar en el orden de los 16 °API.

Los fluidos producidos por los pozos (crudo, gas y agua), en las macollas, son bombeados a través de bombas multifásicas hacia una estación principal o centro operativo donde ésta producción, será acondicionada y enviada a los mejoradores, para su posterior embarque. (Fajardo, 2007)

En la siguiente figura se muestra el esquema de producción de crudo de la FPO.

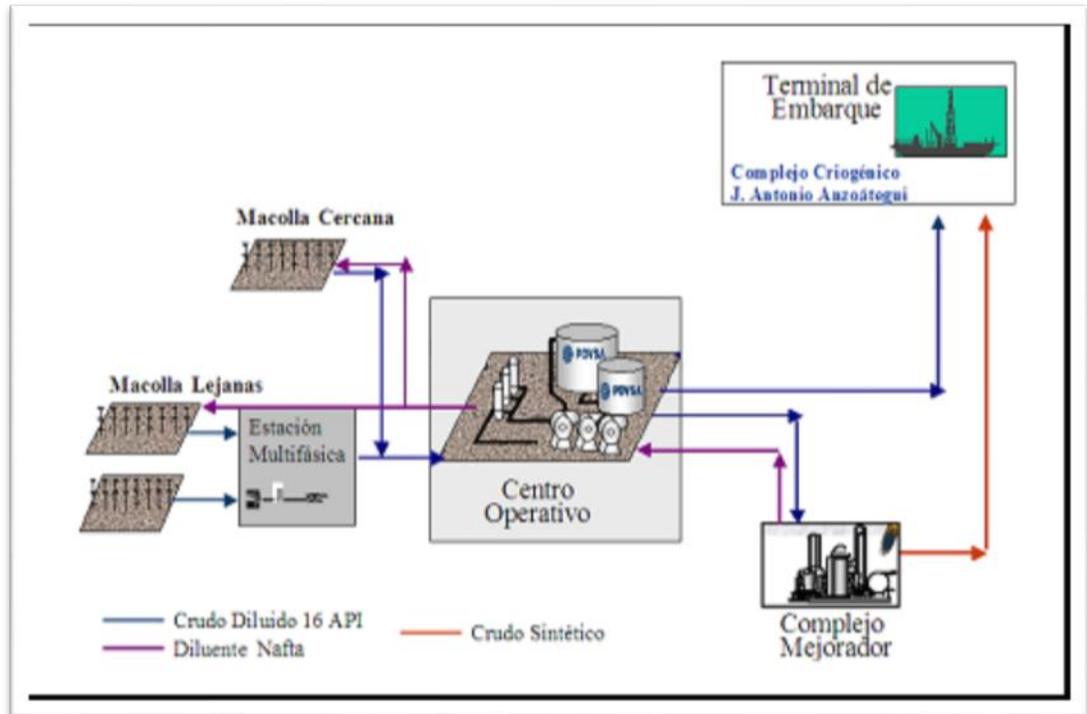


Figura 2.2 Esquema de producción del crudo extrapesado en la FPO.

2.6 Fluidos

Un fluido es cualquier sustancia que se deforma cuando se le somete a un esfuerzo de corte o cizallamiento por muy pequeño que sea éste. Un fluido toma fácilmente la forma del recipiente que lo contiene y este incluye líquidos y gases.

2.6.1 Comportamiento de flujo por tuberías

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

2.6.1.1 Fluidos newtonianos

Un fluido newtoniano se caracteriza por cumplir la Ley de Newton, es decir, que existe una relación lineal entre el esfuerzo cortante y la velocidad de deformación. Si por ejemplo se triplica el esfuerzo cortante, la velocidad de deformación se va a triplicar también, esto es debido a que el término μ (viscosidad) es constante para este tipo de fluidos y no depende del esfuerzo cortante aplicado. (Barberii, 1998)

2.6.1.2 Fluidos no newtonianos

Son líquidos en los cuales la viscosidad depende del esfuerzo cortante o del tiempo. Como ejemplo de este tipo de fluido se tienen las lechadas, emulsiones y la mayoría de líquidos con viscosidad mayor de 20.000 cP a baja tasa de esfuerzo cortante (menor que 10 s^{-1}).

2.6.1.3 Flujo compresible

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

2.6.1.4 Flujo incompresible

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

2.6.1.5 Flujo laminar o viscoso

El flujo laminar ocurre cuando las películas adyacentes del fluido se mueven unas relativas a las otras sin mezclas a nivel macroscópico (figura 2.3). En flujo laminar, el esfuerzo viscoso, el cual es causado por intercambio de momento molecular entre las películas del fluido, es de influencia predominante en el

establecimiento del flujo de fluidos. Este tipo de flujo ocurre en líneas cuando $Re < 2.000$.

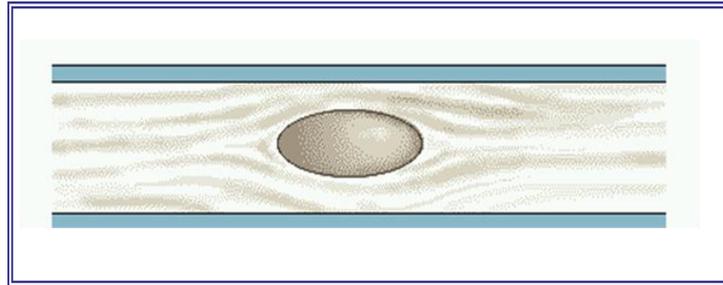


Figura 2.3 Flujo laminar– velocidad baja

2.6.1.6 Flujo en transición

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

2.6.1.7 Flujo turbulento

El flujo turbulento ocurre cuando existe un mezclado microscópico tanto perpendicular como en dirección del flujo principal (figura 2.4). El flujo turbulento está caracterizado por partículas que tienen movimientos fluctuantes y trayectorias irregulares. Este tipo de flujo ocurre cuando fuerzas inerciales tienen influencia predominante en el establecimiento del flujo de fluidos. Este tipo de flujo ocurre en las tuberías cuando el $Re > 4.000$. (McCabe y Smith, 1981)

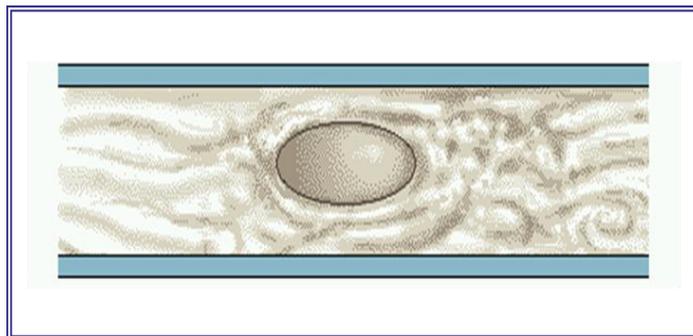


Figura 2.4 Flujo turbulento - velocidad alta con turbulencia

2.6.1.8 Numero de Reynolds

Es un número adimensional el cual expresa la relación de la fuerza inercial y la fuerza viscosa en el flujo de fluido.

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

dónde:

D= diámetro de la tubería en ft.

V= velocidad del fluido en ft/s.

μ = viscosidad del fluido en lb/ft s.

ρ = densidad del fluido en lb/ft³.

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

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

2.6.1.9 Flujo monofásico

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

2.6.1.10 Flujo bifásico

El flujo de dos fases se refiere al flujo simultáneo a través de una tubería o canal conductor de cualquiera de las siguientes combinaciones

Gas-liquido.

Gas-solido.

Liquido-solido.

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

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

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

El flujo de dos fases que se encuentra en la producción de crudo puede ser cualquier combinación de una fase de gas natural, una fase líquida de hidrocarburos y una fase de agua, con muchas características únicas que crean complicaciones que no se encuentran en otras industrias. (PDVSA-MDP, 1983)

2.6.1.11 Flujo crítico

El flujo crítico es un fenómeno definido por el flujo de gas a través de un orificio o restricción en la tubería donde la velocidad del gas alcanza a la del sonido, es decir, cuando el número de Mach es igual a 1. El flujo crítico ocurre debido a que la velocidad de los fluidos alcanza un nivel igual a la velocidad de propagación de ondas de presión compresivas. Bajo ésta condición, el flujo viene a ser independiente de cualquier perturbación de presión, temperatura o densidad aguas abajo del orificio. Como consecuencia, dicha perturbación no puede viajar en dirección de la corriente aguas arriba. Se debe evitar el flujo cercano a esta velocidad, de modo de no alcanzar la presión crítica, ya que cualquier presión mayor a ésta se perderá en ondas de

choque y turbulencia, lo que podría ocasionar la rotura de la tubería en cualquier punto crítico (codos, niples y accesorios en general). (PDVSA-MDP, 1983)

2.6.1.12 Flujo subcrítico

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

2.6.2 Principios de cálculos de caída de presión

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

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{Total} = \left(\frac{dP}{dL}\right)_{Aceleración} + \left(\frac{dP}{dL}\right)_{Posición} + \left(\frac{dP}{dL}\right)_{Fricción} \quad (\text{Ec. 2.3})$$

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

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

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

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

Las correlaciones empíricas han sido las herramientas de uso común en la solución de problemas asociados al flujo bifásico. Las correlaciones ofrecen un método eficaz para evaluar características asociadas con este flujo; tanto es así que algunas correlaciones desarrolladas en la década de los años 40 todavía son usadas en la industria petrolera mundial, incluso en modernos paquetes de simulación. Entre las correlaciones empíricas para flujo bifásico horizontal aplicadas a diferentes rangos de tasa de producción y tamaño de tubería se encuentran las desarrolladas por Lockhart&Martinelli en 1949, Dukler en 1964 y Beggs&Brill en 1973, entre otras.

2.6.2.1 Correlación empírica de Beggs&Brill

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

Para 1973 existían correlaciones que predecían el patrón de flujo, retraso de líquido y gradiente de presión, pero principalmente considerando la tubería horizontal o vertical. La aplicación inmediata de esta correlación sería para los casos de tuberías que pasan por terrenos con inclinaciones, así como en pozos direccionales, en los

cuales se encuentran desviaciones típicas de 35 a 45 grados de la vertical. (Crane, 1989)

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

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

dónde:

dp/dz = gradiente de presión, adimensional.

P = presión en Pa.

θ = ángulo de la tubería, adimensional.

V_g = velocidad del gas en m/s.

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

ρ_g = densidad del gas en kg/m^3 .

H_l = retraso del líquido, adimensional.

g = gravedad en m/s^2 .

d = diámetro de la tubería en m.

f = factor de Moody, adimensional.

V_m = velocidad de la mezcla en m/s.

ρ_l = densidad del líquido en kg/m^3 .

G_m = flujo másico de la mezcla en kg/s .

g_c = Factor de conversión; $32.174 \text{ ft}\cdot\text{lb/s}^2\text{-lbf}$.

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

2.6.2.2 Efectos de la aceleración sobre la caída de presión

Para cualquier fluido en movimiento en estado estacionario en tuberías o ductos de sección transversal invariable, el producto ρv es constante. Los cambios en la densidad (ρ) debido a los efectos de la temperatura y/o la presión se compensan por ajustes en la velocidad (v).

Para el flujo de líquidos, la velocidad es aproximadamente constante y el término de aceleración se considera entonces despreciable. En los fluidos compresibles, el cambio en la densidad ocasiona variaciones en la velocidad y el término de la aceleración debe ser considerado. La experiencia ha demostrado que para fluidos compresibles los efectos de la aceleración se pueden despreciar si:

$$V < 200 \text{ ft/s} \text{ y } \Delta P \leq 10 \% \text{ de la presión conocida.}$$

2.6.2.3 Efectos debido a fricción sobre la caída de presión

La resistencia al paso de flujo a través de una tubería origina pérdidas de energía o pérdidas de carga o fricción. Esta resistencia al paso de flujo es debida a fuerzas de corte causadas por la viscosidad y a la turbulencia que ocurre a lo largo de la pared de la tubería, por la rugosidad de esta. La fricción de las partículas del fluido con las paredes de la tubería ocasiona una pérdida de energía, lo cual se traduce en una caída de presión en la dirección del flujo. Los fluidos son transportados en tuberías durante su producción, procesamiento transporte o utilización. La pérdida de presión debida a fricción se expresa mediante una fórmula sencilla, válida para cualquier fluido o régimen de flujo. Esta ecuación general se conoce universalmente como la fórmula de Darcy:

$$\Delta P = \frac{\rho \times f \times L \times V^2}{2 \times D \times g} \quad (\text{Ec. 2.5})$$

dónde:

ΔP = caída de presión debida a la fricción en lb/fts^2 .

f = factor de fricción de Darcy adimensional.

L= longitud de la tubería en ft.

D= diámetro interno de la tubería en ft.

g= aceleración de la gravedad en ft/s^2 .

V= velocidad en ft/s.

ρ = densidad del fluido en lb/ft^3 .

2.6.2.4 Factores que afectan la caída de presión

➤ Diámetro de la línea

La caída de presión de un fluido fluyendo en un tubo es una función de diámetro del tubo. Cuanto mayor es el diámetro del tubo menor es la caída de presión.

➤ Velocidad del fluido

La caída de presión es también función de la velocidad con que el fluido pasa a través de la línea. Si la velocidad aumenta la caída de presión aumenta.

➤ Suciedades en la línea

La acumulación de suciedades o incrustaciones en las paredes de una línea ocasiona reducciones en el diámetro, por consiguiente, aumenta la caída de presión.

➤ Longitud de la línea

Cuanto mayor sea la longitud de la línea, mayor será la caída de presión y viceversa.

➤ Fuerza de gravedad

Debido a que la fuerza de gravedad varía de acuerdo con la latitud y la altura de la línea sobre el nivel de la mar. La caída de presión será menor en oleoductos situados a gran altura sobre el nivel del mar, será mayor comparándolos con aquellos situados al nivel del mar.

➤ Restricciones y accesorios

Cuanto mayor sea el número de válvulas, codos orificios, etc., mayor será la caída de presión.

➤ Rugosidad

Cuanto más rugosa sea la superficie interior de la línea, mayor será el coeficiente de fricción y por lo tanto aumentara caída de presión.

➤ Viscosidad

Cuanto más viscoso sea un fluido en una línea, mayor será la caída de presión.

➤ Temperatura del fluido

Considerando que la temperatura afecta la viscosidad de los fluidos, al aumentar la temperatura disminuye la viscosidad, lo cual hace que la caída de presión sea menor, por lo tanto al disminuir la temperatura aumenta la viscosidad y por ende se incrementa la caída de presión.

➤ Densidad del fluido

Al aumentar la densidad del fluido, mayor será la caída de presión.

2.7 Sistemas de tuberías

El diseño de un sistema de tuberías consiste en el diseño de sus tuberías, brida y su tortillería, empacaduras, válvulas, accesorios, filtros, trampas de vapor juntas de expansión. También incluye el diseño de los elementos de soporte, tales como zapatas, resortes y colgantes, pero no incluye el de estructuras para fijar los soportes, tales como fundaciones, armaduras o pórticos de acero.

Los accesorios colocados en las tuberías son elementos mecánicos convenientes para ensamblar o desarmar los sistemas de tuberías. Los componentes incluyen la tubería, protecciones, rebordes, juntas, de unión, válvulas y los dispositivos tales

como juntas de dilatación o expansión, empalmes flexibles, mangueras de presión, trampas, tamices, líneas de instrumentos y separadores.

2.7.1 Formulas usadas comúnmente para el flujo de fluidos compresible en tuberías largas

➤ Formula de Weymouth (Martínez, 1993)

$$Q = (1,6156) \left(\frac{T_b}{P_b} \right) \sqrt{\frac{(P_1^2 - P_2^2) \times (d^5)}{\gamma \times T_f \times L \times f \times Z_m}} \quad (\text{Ec. 2.6})$$

dónde:

Q= tasa de flujo en ft³/h.

T_b= temperatura base normalmente 520 °R.

P_b= presión base en psi.

P₁= presión de entrada al sistema considerado en psi.

P₂= presión de salida del sistema en psi.

d= diámetro interno de la tubería en in.

γ = gravedad específica del gas adimensional.

T_f= temperatura promedio del gas en el sistema en condiciones de flujo en °R.

L= longitud de la tubería en millas.

f= coeficiente de fricción adimensional.

Z_m= factor de compresibilidad adimensional.

El factor de fricción de Weymouth se define como:

$$\sqrt{\frac{1}{f}} = (11,19) \times D^{1/6} \quad (\text{Ec. 2.7})$$

dónde:

D= diámetro interior de la tubería en in.

f = factor de fricción adimensional.

- Formula de Panhandle (Martínez, 1993)

$$Q = 1,003 \times d^{2,53} \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{\gamma^{0,961} \times T_f \times L \times Z_m} \right]^{0,51} E \quad (\text{Ec. 2.8})$$

dónde:

Q= caudal en m³/día.

d= diámetro en cm.

P= presión en kg/cm².

γ = gravedad específica de gas adimensional.

T_f= temperatura en °C.

L= longitud en km.

Z_m= factor de compresibilidad adimensional.

E= eficiencia de la tubería (factor de experiencia).

El factor de fricción de Panhandle se define como:

$$\sqrt{\frac{1}{f}} = 16,5 \times Re^{0,01961} \quad (\text{Ec. 2.9})$$

dónde:

f= factor de fricción

Re= número de Reynolds

2.7.2 Estudio hidráulico en el diseño de tuberías de proceso

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

pequeña que la necesaria, se selecciona un diámetro más pequeño. (PDVSA-MDP, 1983)

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

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

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

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

2.7.2.1 Ingeniería preliminar

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

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

2.7.2.2 Ingeniería básica

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

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

2.7.2.3 Ingeniería de detalle

Antes de reconfirmar la hidráulica, se confirman todas las conexiones de tuberías hacia los servicios existentes de transmisión y terminales que afectan las distancias de tuberías y las velocidades de flujo. En caso de modificaciones a la hidráulica se deben revisar los cálculos de presión transitoria para así analizar con precisión las condiciones de sobre presión referentes a golpes de ariete. (PDVSA-MDP, 1983)

2.8 Oleoductos

Se denomina oleoducto a la tubería e instalaciones conexas utilizadas para el transporte de petróleo y sus derivados. Se construye mediante la unión por soldadura de tubos de acero que se colocan en la superficie o enterrados en estrechas zanjas, en cuyo caso se protegen con un revestimiento aislante. El crudo es transportado desde el pozo hasta las estaciones recolectoras mediante las líneas de flujo bifásicas y desde las estaciones es enviado a los patios de recolección y desde éstos a las refinerías y/o puertos de embarque a través de las tuberías principales u oleoductos. La energía necesaria para el transporte se logra mediante estaciones de bombeo intercaladas en la

red de tuberías y el número de estas estaciones, así como su potencia, viene determinado por la viscosidad del crudo (o del refinado correspondiente), el diámetro de la tubería, la resistencia mecánica de ésta y los perfiles topográficos a partir de los cuales se construirá el oleoducto.

2.8.1 Características de los oleoductos

Para cada oleoducto se requiere un determinado tipo o clase de tubería. Generalmente, las dos características más comunes de un oleoducto son el diámetro externo y la longitud. Sin embargo, durante el proceso de diseño se toma en cuenta una variedad de factores que corresponden al funcionamiento eficaz y buen comportamiento físico del oleoducto.

Es esencial el tipo o calidad de acero de los tubos. Según especificaciones del American Petroleum Institute (API) la serie incluye desde el grado B que tiene un punto cedente mínimo de resistencia de 2.531 kg/cm^2 (36.000 lb/in^2) hasta el grado X-70 cuyo punto cedente mínimo es de 4.921 kg/cm^2 (70.000 lb/in^2). Esta resistencia denota la capacidad que tiene el material (acero) para resistir la deformación (elongación) bajo la acción de fuerzas que puedan aplicársele. (Barberii, 1998)

2.9 Gasoductos

Son sistemas de tuberías de diferentes diámetros los cuales son utilizados para el transporte de gas desde un yacimiento de gas libre o asociado desde las estaciones de producción hasta las plantas de compresión, y desde éstas a los sistemas de inyección para recuperación secundaria, a la venta o a los centros de consumo (residencias, comercios e industrias). El diámetro depende del volumen a transportar y la presión bajo la cual el gas va ser transportado.

El material principal que se emplea para la construcción de los gasoductos es el acero al carbono de alta resistencia debido a que puede soportar altas presiones.

2.9.1 Diseño de gasoducto

Para desarrollar el diseño, se debe tomar en consideración el volumen a ser transportado, así como las condiciones de presión y temperatura y el perfil topográfico del terreno donde va a estar ubicado el gasoducto. (Barberii, 1998).

2.9.2 Cálculos para tubería de gas

Para desarrollar una fórmula que permita predecir el comportamiento de un fluido compresible dentro de una tubería, se suponen varias hipótesis:

- Flujo isotérmico.
- No se aporta ni se realiza trabajo mecánico sobre o por el sistema.
- La velocidad de flujo o descarga permanece constante con el tiempo.
- El gas responde a las leyes de los gases perfectos.
- La velocidad puede ser representada por la velocidad media en una sección.
- El factor de fricción es constante a lo largo de la tubería.

2.10 Emulsión

La emulsión es un sistema de dos fases que consta de dos líquidos parcialmente miscibles, uno de los cuales es dispersado en el otro en forma de glóbulos. La fase dispersa, discontinua o interna es el líquido desintegrado en glóbulos. El líquido circundante es la fase continua o externa.

Para el tratamiento de emulsiones se necesita diferentes sustancias que facilitan un poco la recuperación de algunos de los dos líquidos inmiscibles y para lograr esto se tiene a un agente emulsivo, el cual es una sustancia que se suele agregar a una de las fases para facilitar la formación de una dispersión estable. (Crane, 1989)

2.10.1 Propiedades de las emulsiones

Sus propiedades más importantes son su utilidad y el aspecto que ofrecen al consumidor, ya sea éste el industrial o el consumidor final. Las propiedades que son más evidentes y por lo general más importantes son: facilidad de dilución, viscosidad, color, estabilidad y, si se forma la emulsión en el lugar donde se usa finalmente, su

facilidad de formación. Para un tipo dado de emulsificación, estas propiedades dependen de lo siguiente:

- Las propiedades de la fase continúa.
- La relación entre la fase interna y la externa.
- El tamaño de partícula de la emulsión.
- La relación entre la fase continua y las partículas (incluso las cargas iónicas).
- Las propiedades de la fase discontinua.

En una emulsión determinada, las propiedades dependen del líquido que forme la fase externa, o de si la emulsión es oleoacuosa o hidrooleosa. El tipo de emulsión que resulte depende:

- Del tipo, cantidad y calidad del emulsivo.
- De la razón entre ingredientes.
- Del orden en que se añaden los ingredientes al mezclarlos.

2.10.2 Tipos de emulsión

En la mayoría de los casos en los cuales se hace una emulsión con dos líquidos inmiscibles, uno de los líquidos es una fase acuosa y el otro una fase aceite u orgánica. Se usarán las abreviaturas W (wáter) y O (oil) para dichas fases, ya que en castellano las palabras agua y aceite empiezan por la misma letra. Los tipos de emulsión son:

- Aceite en agua (O/W). Está formada por gotas de aceites dispersadas en agua. Es la emulsión normal para todas las aplicaciones con excepción de la producción del petróleo, en la cual se denomina emulsión inversa.
- Agua en aceite (W/O). Si la fase dispersada es el agua, entonces es una emulsión normal para los petroleros, inversas para los demás.
- Múltiples. Son casos más complejos, donde las gotas de aceite de una emulsión O/W contienen en su interior gólicas de agua O/W/O o al contrario (W/O/W). Las emulsiones múltiples se encuentran en forma espontánea en ciertas circunstancias, o pueden prepararse a propósito.

2.11 Sistemas de recolección

Desde cada pozo, los fluidos producidos son transportados a través de las tuberías de flujo hacia los múltiples de producción en las estaciones de flujo, para luego ser bombeados a las estaciones principales o de descarga y de allí a patios de tanques y plantas de procesamiento de gas.

Las tuberías son diseñadas y constituidas para transportar fluidos generalmente bifásicos, es decir, mezclas de líquido (petróleo – agua) y gas. Las líneas de flujo están conectadas a sistemas de recolección denominadas múltiples de producción, a los cuales llegan los hidrocarburos provenientes de cada uno de los pozos productores, antes de ser enviados al resto de los equipos de producción que conforman una estación de flujo. (Fajardo, 2007)

2.12 Instalaciones de superficie

Las instalaciones de superficie son equipos que permiten el tratamiento, transporte, medición y control de los hidrocarburos extraídos del subsuelo, con el fin de realizarle diversos tratamientos para obtener un crudo con determinadas condiciones específicas para el mercado de compra. En general estas instalaciones se integran bajo las condiciones de diseño. (Malavé, 2009)

2.13 Múltiples de producción

Son arreglos mecánicos de tuberías y válvulas que consisten generalmente en varios tubos colocados en posición horizontal, paralelos uno con respecto al otro y conectados a cada una de las líneas de flujo. Su función es recolectar la producción de los pozos que llegan a las estaciones de flujo y distribuirla hacia los diferentes procesos del sistema. Sin embargo, los arreglos de válvulas, conexiones y tuberías deben ser de manera tal que, cuando sea requerido, el flujo de cada pozo individual pueda ser aislado para propósitos de prueba de pozos; esto es que el flujo de cada pozo pueda ser llevado a un separador de prueba, para segregar y medir petróleo o

productos de destilación, producción de gas y en algunos casos producción de agua. (Aguirre, 2009)

A continuación en la figura se muestra un múltiple de producción



Figura 2.5 Múltiple de producción (Malavé, 2009)

Desde el punto de vista operativo estos sistemas permiten reducir notablemente el tendido de tuberías ya que una sola tubería de producción une a la estación. En la actualidad el hecho de poder ser totalmente automatizada permite mejorar la supervisión de campo con menos horas hombre teniendo la posibilidad de visualizar el funcionamiento de la estación a través de Internet.

Entre las ventajas se pueden citar:

- Se disminuyen drásticamente los tiempos de parada para la conexión de los pozos.
- Son más compactos, lo que los hace más seguros desde el punto de vista ecológico pues presentan muchas menos posibilidades de fugas.
- Permiten la incorporación niveles de automatización crecientes a medida que la operación del yacimiento lo requiera.

- Los sistemas salen probados hidráulicamente, por lo que se minimiza la posibilidad de fuga en el campo.

2.14 Líneas de flujo

Se denomina línea de flujo a la tubería que se conecta desde el cabezal de un pozo hasta el múltiple de producción de su correspondiente estación de flujo. Las líneas de flujo son aquellos sistemas de manejo que transportan el flujo en forma bifásica, desde los pozos hasta un punto de convergencia denominado múltiple.

En el diseño de las líneas de flujo se calcula principalmente lo siguiente:

- La caída de presión a lo largo de la línea de flujo, usando modelos multifásicos.
- Los espesores óptimos del tipo de material, considerando las presiones de trabajo.
- Los sistemas de limpieza y de mantenimiento.
- Los sistemas de protección.
- Los sistemas de anclaje.

En la siguiente figura se muestra las líneas de flujo llegando a un múltiple de producción



Figura 2.6 Líneas de flujo (Malavé, 2009)

2.15 Separadores

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

El diseño apropiado de los separadores es de suma importancia, debido a que estos tipos de recipientes son normalmente los equipos iniciales en muchos procesos. Un diseño inadecuado puede crear un cuello de botella que reduzca la capacidad de producción de la instalación completa. (Aguirre, 2009)

2.15.1 Principios de la separación

En el diseño de separadores es necesario tomar en cuenta los diferentes estados en que pueden encontrarse los fluidos y el efecto que sobre éstos puedan tener las diferentes fuerzas o principios físicos.

Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos son: el momentum o cantidad de movimiento, la fuerza de gravedad y la coalescencia. Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación.

2.15.2 Parámetros que intervienen en el diseño de un separador

A título de ejemplo, supóngase el diseño con un separador vertical. Además de lo que se ha mencionado, anteriormente es necesario conocer lo siguiente:

- Características y cantidad de gas que se producirá por el tope de la unidad.
- Características y cantidad de líquido que maneja el separador.

Con estos parámetros se suelen calcular el diámetro del recipiente, con capacidad para manejar la cantidad de gas que habrá de producirse en las peores condiciones. Ello corresponde al fluido más liviano, a la presión más baja y a la más alta temperatura que eventualmente pueda producirse durante la vida útil de la unidad.

Dependiendo del tipo de fluido que permanecerá en el fondo del recipiente, teóricamente 30 segundos deberían ser suficientes para que la espuma que se forma por agitación se reduzca al mínimo, de tal manera que ese lapso debería ser suficientes para considerar que el gas se ha separado de los líquidos. En la práctica las normativas vigentes aplican condiciones más seguras.

De acuerdo a prácticas de campo se considera que para relaciones de gas-líquido menores a 800, el diseño del separador será horizontal.

Con la gravedad API o densidad de los fluidos, se selecciona un tiempo de retención que deba tener el líquido, para garantizar la separación. Fluidos livianos (por encima de 40 °API) tendrán 1,5 minutos como tiempo de residencia; para aquellos por debajo de 25 °API o para los petróleos espumosos, indistintamente de su densidad, se reservan 5 minutos de tiempo de retención y, minuto y medio para los que están en el centro de la clasificación (entre 25 y 40 °API). Al dividir el volumen

retenido entre el área correspondiente al diámetro seleccionado se tendrá la altura teórica que se debe reservar para el almacenamiento de los líquidos. (Aguirre, 2009)

2.15.3 Dimensionamiento de la unidad de separación

Una vez que se conoce el diámetro del recipiente, se debe seleccionar el diámetro comercial y calcular la longitud del equipo. Una serie de normas perfectamente establecidas le sirven de guía al diseñador para seleccionar la altura de cada una de las partes que configuran el recipiente: altura de la zona líquida, espacio entre el nivel de líquido y la boquilla de entrada, diámetro de la boquilla de entrada de los fluidos, altura entre el tope de la boquilla y el extractor de niebla, espacio libre requerido para instalar el extractor de niebla y la zona inmediata superior hasta la costura del separador. Al sumar estas longitudes se debe obtener una razón de esbeltez (altura / diámetro) que, de acuerdo con las diferentes normas puede oscilar entre 2 y 6. Los constructores de equipos utilizan razones de esbeltez que, en ocasiones, se salen de las normas.

2.15.4 Velocidad crítica

La velocidad crítica es una velocidad de vapor calculada empíricamente que se utiliza para asegurar que la velocidad superficial de vapor, a través del tambor separador, sea lo suficientemente baja para prevenir un arrastre excesivo de líquido. Tal velocidad no está relacionada con la velocidad sónica.

2.15.5 Clasificación y descripción de los separadores

Se clasifican de la siguiente manera:

Según su forma en:

- Separadores cilíndricos:
 - Separadores verticales
 - Separadores horizontales
- Separadores esféricos

➤ Separadores de dos barriles

Los separadores cilíndricos pueden clasificarse según su orientación en:

➤ Separadores verticales

En estos equipos, la fase pesada decanta en dirección opuesta al flujo vertical de la fase liviana. Por consiguiente, si la velocidad de flujo de la fase liviana excede levemente la velocidad de decantación de la fase pesada, no se producirá la separación de fases, a menos que esta fase pesada coalesca en una gota más grande. Entre las ventajas y desventajas del separador vertical están:

➤ Ventajas

- Normalmente empleados cuando la relación gas o vapor-líquido es alta y/o cuando se esperan grandes variaciones en el flujo de vapor/gas.
- Mayor facilidad, que un tambor horizontal, para el control del nivel del líquido, y para la instalación física de la instrumentación de control, alarmas e interruptores.
- Ocupa poco espacio horizontal
- La capacidad de separación de la fase liviana no se afecta por variaciones en el nivel de la fase pesada.
- Facilidad en remoción de sólidos acumulados.

➤ Desventajas

- El manejo de grandes cantidades de líquido, fuertes variaciones en la entrada de líquido, o separación líquido-líquido, obliga a tener excesivos tamaños de recipientes, cuando se selecciona esta configuración.
- Requieren mayor diámetro, que un tambor horizontal, para una capacidad dada de gas.
- Requieren de mucho espacio vertical para su instalación
- Fundaciones más costosas cuando se comparan con tambores horizontales equivalentes.

- Cuando hay formación de espuma, o quiere desgasificarse líquido ya recolectado, se requieren grandes volúmenes de líquido y, por lo tanto, tamaños grandes de tambores verticales.

En la siguiente figura se muestra un separador vertical.

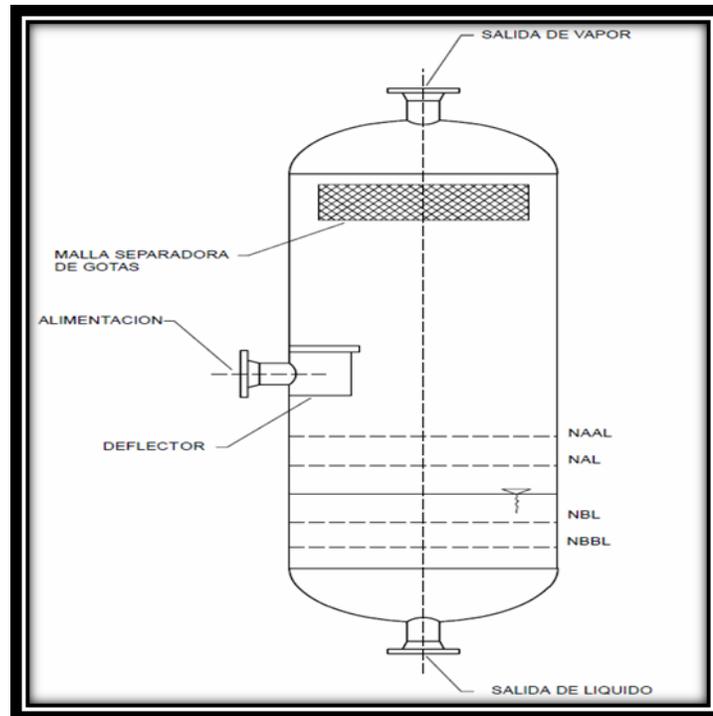


Figura 2.7 Separador vertical

➤ Separador horizontal

En estos equipos, la fase pesada decanta perpendicularmente a la dirección horizontal de 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 (hasta un cierto límite). Entre las ventajas y desventajas de este tipo de separadores están:

➤ Ventajas

- Normalmente empleados cuando la relación gas o vapor-líquido es baja.

- Requieren de poco espacio vertical para su instalación.
 - Fundaciones más económicas que las de un tambor vertical equivalente.
 - Por lo general, son más económicos.
 - Requieren menor diámetro, que un tambor vertical, para una capacidad dada de gas.
 - Manejan grandes cantidades de líquido, fuertes variaciones en la entrada de líquido, y son capaces de separar líquido-líquido.
 - Los volúmenes de retención facilitan la desgasificación de líquido y el manejo de espuma, si se forma.
- Desventajas
- Variaciones de nivel de la fase pesada afectan la separación de la fase liviana.
 - Ocupan mucho espacio horizontal.
 - Difícil remoción de sólidos acumulados (Necesidad de inclinar el recipiente o añadir internos como tuberías de lavado)

A continuación se muestra un separador horizontal.

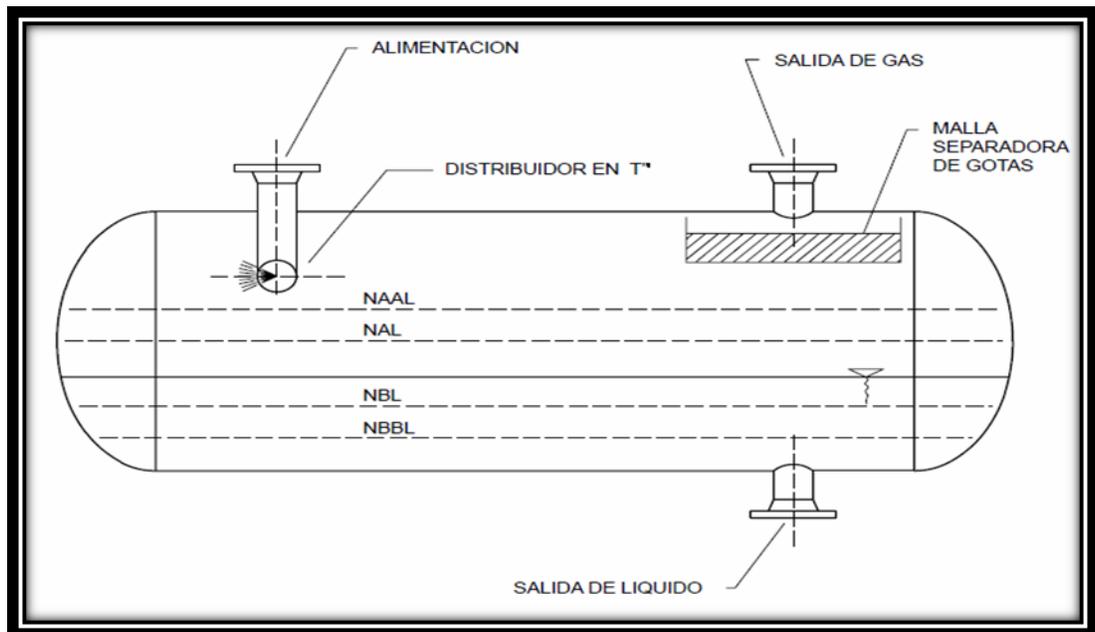


Figura 2.8 Separador horizontal

Según su función

Las tres configuraciones de separadores (cilíndricos, esféricos y de dos barriles), están disponibles para operación bifásica y trifásica. En las unidades bifásicas el gas es separado del líquido con el gas y el líquido descargados de manera separada. En los separadores trifásicos, el fluido es separado en petróleo, gas y agua, y son descargados de manera separada. (Contreras, 2004)

Según la presión de operación

Los separadores de petróleo y gas pueden operar a presiones que van desde un alto vacío hasta 4.000 o 5.000 psi. La mayoría de los separadores de gas y petróleo operan en el rango de operación de 20 a 1.500 psi.

Los separadores pueden ser referidos como de baja, de media, o de alta presión. Los separadores de baja presión usualmente operan a presiones que están en el rango de 10 a 20 psi hasta 180 a 225 psi. Los separadores de presión media usualmente operan a una presión de 230 a 250 psi hasta 600 a 700 psi. Los separadores de alta presión generalmente operan en un amplio rango de presión que va desde 750 a 1.500 psi. (Contreras, 2004)

Según su aplicación**➤ Separador de prueba**

Un separador de prueba es utilizado para separar y medir los fluidos de un pozo, generalmente definido como un probador o verificador de pozo. Los separadores de prueba pueden ser verticales, horizontales o esféricos, bifásicos o trifásicos; permanentemente instalados o portátiles. Los separadores de prueba son equipados con varios tipos de medidores para medir el petróleo, gas, y/o agua para pruebas de potencial, de producción periódicas, de pozos marginales, entre otras pruebas. (Contreras, 2004)

➤ Separador de producción

Un separador de producción es utilizado para separar el fluido producido por un pozo, un grupo de pozos, o una localización sobre una base diaria o continua. Estos separadores pueden ser verticales, horizontales o esféricos, bifásicos o trifásicos. El rango en tamaño va desde 12 in hasta 15 ft en diámetro, siendo común unidades que van desde 30 in hasta 10 ft en diámetro. El rango de longitud desde 6 a 70 ft y comúnmente de 10 a 40 ft de largo. (Contreras, 2004)

➤ Separador de baja temperatura

Un separador de baja temperatura es aquel donde el fluido del pozo a alta presión es introducido en el recipiente a través de un estrangulador o válvula reductora de presión de tal manera que la temperatura del separador es reducida apreciablemente por debajo de la temperatura del fluido del pozo. La temperatura más baja en el separador causa la condensación de vapores que de otra manera saldrían del separador en estado de vapor. Los líquidos recuperados requieren la estabilización para prevenir la evaporación excesiva en los tanques de almacenamiento.

➤ Separador de medición

La separación de los fluidos del pozo en petróleo, gas y agua, y la medición de los líquidos es llevado a cabo en un recipiente. Estos recipientes comúnmente son referidos como separadores de medición y están para operación bifásica y trifásica. Estas unidades están en modelos especiales que los hacen adecuados para la medición precisa de crudos espumosos y pesados. La medición del líquido es normalmente llevada a cabo por acumulación, aislamiento, y descarga de volúmenes dados en un compartimiento de medición ubicado en la parte más baja del recipiente.

➤ Separador elevado

Los separadores son instalados sobre plataformas en o cerca de patio de tanques o sobre plataformas costa afuera de tal forma que el líquido pueda fluir desde el separador hacia almacenamiento o a recipientes aguas abajo por gravedad, lo que permite operar el separador a la más baja presión posible para capturar la máxima cantidad de líquido que minimiza la pérdida de gas y vapor hacia la atmósfera o hacia el sistema de gas a baja presión. (Contreras, 2004)

➤ Separador por etapas

Cuando el fluido producido es pasado a través de varios separadores en serie, éstos son referidos como separadores por etapa.

2.16 Estimado de costos

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

Todas las plantas e instalaciones son diseñadas para adecuarse a las condiciones normales de operación, pero deben ser capaces de soportar alteraciones previsibles, aunque sean ocasionales, sin generar daños. La seguridad de una instalación de proceso debe iniciarse en la fase de diseño, seleccionando los debidos componentes e instalándolos bajo normas y con rigurosos controles de calidad.

Los beneficios de la estimación de costos se resumen a continuación:

- Beneficios desde el punto de vista económico
- Visión temprana de alcance, costo, beneficios del proyecto.

- Visión de costo durante la ingeniería de diseño, lo que permite hacer cambios al alcance original garantizando calidad.
 - Contratación de obras a precios más justos (ahorros).
 - Base para comprar reclamos de obras contratistas.
- Beneficios desde el punto de vista de la planificación
- Permite la planificación de desembolsos a mediano y largo plazo.
 - Permite estimar de forma más efectiva los fondos en el presupuesto de inversiones.
- Beneficios desde el punto de vista de control
- Herramienta fundamental para un seguimiento de costos y avances de obras.
- De acuerdo al grado de avance de la ingeniería y al método empleado los estimados se clasifican en:

2.16.1 Clase V

Sé ha determinado la necesidad de un bien y servicio y/o se ha iniciado su conceptualización. Existe una definición global a "grosso modo" del proyecto y de sus principales unidades de proceso, donde la información disponible se limita esencialmente a trabajos de laboratorio, tamaño o capacidad propuesta, ubicación geográfica, etc. La probabilidad de que los costos finales resulten, dentro de más o menos 10% del estimado, es del 15%.

2.16.2 Clase IV

Estimado con ingeniería conceptual completada, y se ha avanzado en las especificaciones del diseño básico. Se han concluido los estudios para la preselección el tipo y tamaño de los equipos mayores, así como también se han preparado los diagramas principales de flujo y los requerimientos de servicios profesionales. La probabilidad de que los costos finales resulten, dentro de más o menos 10% del estimado, es un 30%.

2.16.3 Clase III

Es un pronóstico realizado después que la "base del diseño" del proyecto se ha completado el 60 % de la ingeniería básica. Se han concluido también los estudios para seleccionar el tipo, tamaño y parámetros de diseño para las plantas de procesamiento y otras unidades y se ha comenzado el trabajo de diseño de equipos básicos incluyendo las especificaciones de diseño. La probabilidad de que los costos finales resulten, dentro de más o menos 10% del estimado, es del 60%.

2.16.4 Clase II

Es un pronóstico basado en especificaciones de diseño completadas (ingeniería básica), las cuales son de un alcance suficiente como para definir íntegramente el proyecto para el diseño y la ingeniería de detalle subsiguiente. Los principales componentes de equipos, edificios, requerimientos de almacenaje, entre otros, han sido completamente especificados en lo referente a tamaño, detalles críticos de diseño, materiales de construcción, distribución física, entre otros. La probabilidad de que los costos finales resulten, dentro de más o menos 10% del estimado, es del 80%.

2.16.5 Clase I

Es un estimado para contratación de obras y/o servicio acompañado de un pronóstico de desembolsos, y que es realizado cuando el avance de la ingeniería de detalle es tal que se dispone del diseño completo de fundaciones, estructuras, despliegues de líneas y tuberías y se conocen cómputos métricos de los materiales de construcción. La probabilidad de que los costos finales resulten dentro de más o menos el 10% del estimado es del 90%. (PDVSA, 1983)

2.16.6 Estructura del estimado de costos

Los estimados de costos están estructurados de la siguiente forma:

➤ Costo de ingeniería

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

➤ Costo de procura

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

➤ Costo de construcción

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

➤ Costo de gestión

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

➤ Costo de arranque

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

CAPITULO III

DESARROLLO DEL PROYECTO

3.1 Bases y criterios de diseño para el dimensionamiento de las facilidades de superficie

3.1.1 Bases de diseño para el dimensionamiento de las facilidades de superficie

En la tabla 3.1 se muestra la producción de crudo por pozo, dicho fluido se seleccionó en función de la mayor producción por año de los barriles equivalentes del crudo, gas y nafta, esta información fue suministrado por Petrourica.

Tabla 3.1 Producción de crudo por pozo en función del tiempo

Año	Producción de crudo promedio por pozo (bpd)	GOR (scfd/bpd)	Corte de agua (%)	Gas (scfd)	Crudo+agua (bpd)	Diluyente (bpd)
0	1.500	100	10	150.000	1.666,67	525
1	1.253,94	120	10	150.472	1.393,88	438,88
2	1.048,24	200	10	209.648	1.164,71	366,88
3	876,29	245	15	214.691	1.030,93	306,70
4	732,34	300	15	219.702	861,78	256,32
5	612,37	300	15	183.712	720,44	214,33
6	511,92	425	15	217.566	602,26	179,17
7	427,94	475	20	203.271	534,92	149,78
8	357,74	500	25	178.870	476,99	125,21
9	299,06	530	25	158.501	398,75	104,67
10	250	560	30	140.000	357,14	87,50
11	208,99	620	30	129.573	298,56	73,15

Leyenda:

GOR= relación gas/crudo en scf/bbl.

En la tabla 3.2 se muestra la producción de crudo por macolla, la cual fue realizada sumando la producción por pozo entre el número de pozos ubicados en la macolla. Para la selección del caudal por pozo se sumó los barriles equivalentes y se seleccionó el mayor pozo de producción por año. Para el diseño del cabezal de

producción se debe multiplicar el valor seleccionado por el número de pozos ubicados en la macolla, esta información fue suministrada por Petrourica.

Tabla 3.2 Producción de crudo por pozo para la macolla en función del tiempo

Año	Producción promedio por macolla (bpd)	GOR (scf/bpd)	Corte de agua (%)	Gas (scfd)	Crudo+agua (bpd)	Diluyente (bpd)
0	700	100	10	70.000	777,78	245
1	631,5	120	10	75.780	701,67	221,02
2	569,7	200	10	113.940	633	199,40
3	514	245	15	125.930	604,70	179,90
4	463,7	300	15	139.110	545,53	162,30
5	418,3	370	15	154.771	492,12	146,40
6	377,4	425	15	160.395	444	132,09
7	340,5	475	20	161.737	425,63	119,18
8	307,2	500	25	153.600	409,6	107,52
9	277,1	530	25	146.863	369,47	96,98
10	250	560	30	140.000	357,14	87,50
11	225,5	620	30	139.810	322,14	78,92

3.1.2 Premisas tomadas como condiciones de operación de las facilidades de superficies

- El potencial de producción por pozo está entre 250 bpd y 1.500 bpd, con un promedio de 700 bpd de crudo pesado.
- Las macollas incluyen entre 14 y 28 pozos productores.
- La relación de crudo pesado/diluyente es 1:0,35 de nafta.
- La temperatura promedio de operación es entre 98 °F y 110°F.
- La presión de salida del cabezal de los pozos está entre 90 psig y 120 psig.
- Condiciones normales de presión y temperatura de salida del diluyente en colector principal se consideró en 250 psig y 85 °F, respectivamente.

- Producción de crudo por pozo será considerado el de mayor producción por año, el cual es de 1048,24 bpd, producción de agua por pozo es 116,47 bpd y el flujo de gas será de 209,648 Mscfd, seleccionado de la tabla 3.1.
- La producción de crudo por macolla se considera la de mayor producción por año y es de 340,5 bpd, producción de agua por macollas es 85,12 bpd y el flujo de gas será de 161,7375 Mscfd, seleccionado de la tabla 3.2.
- Por premisa de Petrourica el tiempo de retención para el separador de prueba gas-liquido en el nivel bajo bajo de líquido y nivel alto de líquido es de 2 minutos

En la tabla 3.3 se muestra la composición del crudo, suministrada por Petrourica.

Tabla 3.3 Composición del crudo

Composición		% Mol
Nitrógeno	N ₂	0,010
Metano	CH ₄	0,350
Dióxido de carbono	CO ₂	0,070
Etano	C ₂	0,010
Propano	C ₃	0,020
I-Butano	iC ₄	0,020
N-Butano	nC ₄	0,050
I-Pentano	iC ₅	0,060
N-Pentano	nC ₅	0,050
Hexanos	iC ₆	0,170
Heptanos	C ₇	0,620
Octanos	C ₈	0,470
Nonanos	C ₉	0,630
Decanos	C ₁₀	1,130
Undecanos	C ₁₁	96,340
Total		100
Peso molecular (lb/lbmol)		547,8

Gravedad específica a 60 °F	1,012
-----------------------------	-------

En la tabla 3.4 se muestra la destilación del crudo deshidratado, suministrado por Petrourica.

Tabla 3.4 Destilación del crudo ASTDMD 86

%O ff	BP (°C)	%O ff	BP (°C)	%O ff	BP (°C)
IBP	200,7	19	398,2	38	515,8
1	219,9	20	405,1	39	522,6
2	242,8	21	411,8	40	529
3	259,9	22	418	41	535,5
4	273,8	23	423,9	42	542,1
5	286,9	24	429,5	43	548,8
6	297,1	25	435,4	44	555,7
7	306,4	26	441,1	45	562,3
8	315,3	27	447,1	46	568,8
9	323,9	28	452,9	47	575
10	332,2	29	458,7	48	581,4
11	340,3	30	464,8	49	587,7
12	348,2	31	471	50	593,6
13	355,5	32	477,2	51	599,4
14	362,8	33	483,7	52	605,4
15	370,1	34	490,2	53	611,4
16	377	35	496,9	54	617,3
17	384,1	36	502,9	55	623,3
18	391,2	37	509		

Leyenda

% off= % de destilación

En la tabla 3.5 se muestra la composición del gas, suministrada por Petrourica.

Tabla 3.5 Composición del gas

COMPOSICIÓN	% MOL
--------------------	--------------

COMPOSICIÓN		% MOL
Nitrógeno	N ₂	0,200
Metano	CH ₄	92,713
Dióxido de carbono	CO ₂	6,133
Etano	C ₂	0,299
Propano	C ₃	0,144
I-Butano	iC ₄	0,065
N-Butano	nC ₄	0,106
I-Pentano	iC ₅	0,060
N-Pentano	nC ₅	0,037
Hexanos	iC ₆	0,047
Heptanos	C ₇	0,065
Octanos	C ₈	0,047
Nonanos	C ₉	0,027
Decanos	C ₁₀	0,021
ndecanos	C ₁₁	0,036
Total		100,00
Peso molecular (lb/lbmol)		18,24
Gravedad específica (gas)		0,6296

En la tabla 3.6 se muestra las propiedades del nafta, suministrada por Petrourica.

Tabla 3.6 Propiedades del diluyente nafta

Propiedades	Valor
Densidad @ 20°C,g/cm ³	0,7887
Gravedad específica @ 60/60 °F	0,7930
Gravedad API a 15°C	47,0 °
Contenido de agua y sedimentos	<0,05
Contenido de agua	<0,05
Contenido de sedimentos	<0,01
RVP (Presión de vapor Reid), kPa (psia)	12,4 (1,8)
Punto de inflamabilidad °C (°F)	<-6,7 (<20)

Propiedades	Valor
Punto de congelación	<-14,7 (5,5)
TVP @ 43,3 °C (110 °F)	15,6 kPa (2,26 psi)
TVP @ 48,9 °C (120 °F)	18,9 kPa (2,74 psi)
Destilación % Vol ASTM D-86	°C (°F)
IBP	70,2 (158,4)
5%	81,9 (179,5)
10%	94,3 (201,8)
20%	114,5 (238,1)
30%	125,3 (257,5)
40%	135,0 (280,5)
50%	150,0 (301,8)
60%	160,0 (320,0)
70%	168,6 (335,4)
80%	173,9 (345,1)
90%	210,9 (411,7)
EBP	231,6 (448,8)

En la tabla 3.7 se muestra las propiedades del crudo, nafta y gas a utilizar en las macollas, obtenidas del simulador de proceso Hysys 2006.

Tabla 3.7 Propiedades del crudo, nafta y gas

Propiedades	Crudo	Gas	Diluyente
Temperatura (°F)	110	110	85
Presión (psig)	120	120	250
Densidad (lb/ft ³)	61,51	0,3946	48,67
Gravedad (°API)	11,82	-	49,65
Flujo volumétrico del líquido (bpd)	1.164	-	366,9
Viscosidad (cP)	12.995,23	0,01264	0,7796
Peso molecular (lb/lbmol)	137,6	18,21	117,7
Flujo volumétrico del gas (MMscfd)	-	0,2096	-
Z	-	0,9818	-

3.1.3 Límite de batería

Los límites de baterías son los siguientes:

- Distribución de diluyente desde la entrada del cabezal de diluyente a la macolla hasta la conexión con la línea de producción de pozo de las macollas.
- Distribución de diluyente desde el cabezal de diluyente hacia el cabezal de producción y al cabezal de prueba.
- Línea de producción desde cabezal de pozo hasta la línea de recolección de crudo diluido.
- Cabezales de producción que transportan el crudo diluido (DCO), de las macollas al punto de interconexión con el sistema de recolección general de la producción del campo, con la finalidad de transportar la producción obtenida de dichas macollas para la venta.

En la figura 3.1 se muestra el límite de la batería.

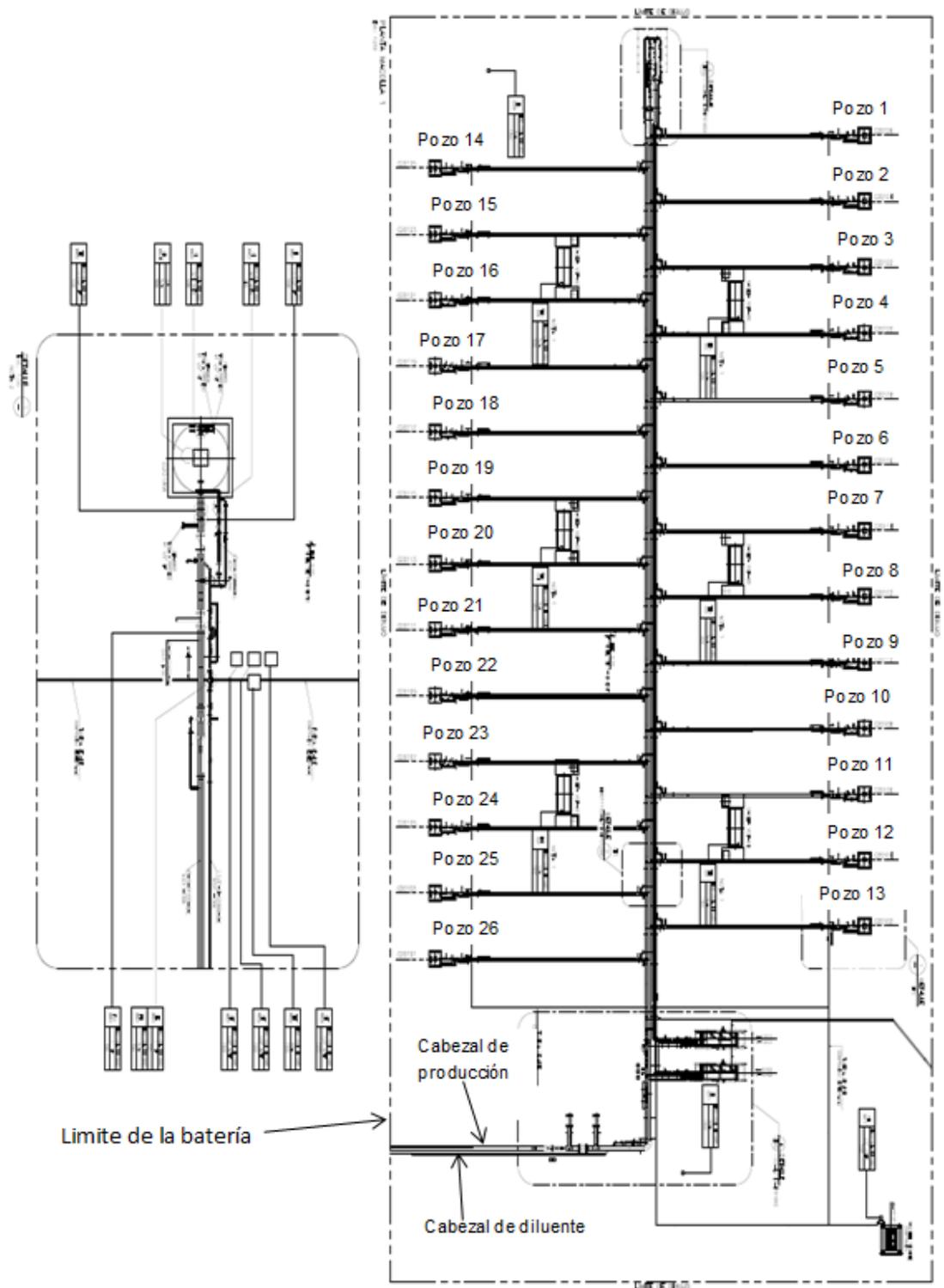


Figura 3.1 Limite de la batería para la producción de crudo

3.1.4 Criterios de diseño para el dimensionamiento de las facilidades de superficie

➤ Criterios generales

- Para el balance de masa y energía se utiliza el simulador de procesos Hysys versión 2006, en cual las simulaciones se representan en condiciones de estado estacionario.
- Para determinar las propiedades PVT con el simulador de procesos se utiliza la ecuación de estado termodinámica Peng-Robinson.
- Las condiciones de presión y temperatura de entrada en las corrientes alimentadas al modelo Hysys son 120 psig y 110 °F, de acuerdo a premisas de Petrouirica.
- Para el análisis hidráulico de las facilidades de superficie de las macollas se utiliza el simulador de procesos Pipephase V.9.1.
- Para el análisis hidráulico se emplearon las correlaciones de flujo de Moody para fluidos monofásico (gas y crudo), y para flujos multifásicos se emplean las correlaciones de flujo de Beggs&Brill –Moody.
- Se considera una rugosidad de 0,045 mm (0,0018 in) para las tuberías nuevas, con eficiencia de flujo del 100%.
- La cromatografía del gas y la composición del crudo diluido utilizado para realizar las evaluaciones hidráulicas son las obtenidas de la simulación de procesos en Hysys, reflejada en el balance de masa y energía a realizar de cada macolla.
- En el diseño de las facilidades de superficie de las macollas E3, E4, F2 y E2 se consideran los siguientes criterios generales: máxima seguridad de las operaciones; máxima operabilidad y simplicidad de operación, diseño y construcción; mínimo impacto ambiental y afectación a terceros; máximo factor de servicio y mínimos costos de inversión de operación y mantenimiento.
- Para la elaboración del diagrama de flujo de proceso se toma todo lo referente a la norma PDVSA “L-TT 1.1 Preparación de diagrama de proceso”

➤ Criterios para el dimensionamiento de tuberías

Para dimensionar las tuberías, se utiliza el flujo del fluido correspondiente a las condiciones de diseño. Toda la tubería se dimensiona con base en la caída de presión y considerando la velocidad máxima permitida desde el punto de vista de vibración, ruido y erosión.

➤ Tuberías de líquidos

- Tanto las tuberías de proceso como de servicio son diseñadas considerando las máximas condiciones de flujo.
- Para el dimensionamiento de cabezales, se considera el criterio del área equivalente al área transversal de las tuberías que entran al cabezal.
- La velocidad máxima en las tuberías no debe superar el 80 % de la velocidad de erosión, dada por la siguiente ecuación:

$$V_e = \frac{100}{\sqrt{\rho}} \quad (\text{Ec. 3.1})$$

dónde:

V_e = velocidad de erosión en ft/s.

ρ = densidad del líquido en lb/ft³.

- Para líquidos con contenido de sólidos en suspensión la velocidad mínima es de 0,9 m/s (3 ft/s), para minimizar la deposición de los mismos.
- De acuerdo a la norma PDVSA L-TP 1.5 “Cálculo hidráulico de tuberías”, los criterios hidráulicos para líquidos son los siguientes:

En la tabla 3.8 se muestra los criterios hidráulicos para líquidos.

Tabla 3.8 Criterios hidráulicos para líquido (PDVSA L-TP 1.5 Calculo hidráulico de tuberías)

Tipo de servicio	ΔP (psi/100 ft)	V (ft/s)
Recomendación general:	≤ 4	5 – 15
Flujo laminar:	≤ 4	4 – 5
Flujo turbulento: densidad de líquido, lb/ft ³		
100	≤ 4	5 – 8
50	≤ 4	6 – 10
20	≤ 4	10 – 15
Succión de bomba		
	ΔP (psi/100 ft)	V (ft/s)
Líquido hirviente:	$\leq 0,4$	2 – 6
Líquido no hirviente:	$\leq 0,4$	4 - 8

De acuerdo a la norma PDVSA 90616.1.0.24 “Dimensionamiento de tuberías de procesos”, los criterios para la caída de presión se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 3.9 Caídas de presiones recomendadas para tuberías de líquido (PDVSA 90616.1.0.24 Dimensionamiento de tuberías de procesos)

Servicio	Perdida friccional de carga hidrostática (ft de líquido/ 100 ft de tubería)	Notas
Agua	1-2	
Hidrocarburo	1-3	
Bomba centrífuga		Verifique el NPSH: 6 ft/s velocidad máxima
Succión	1-3	
Descarga	2-4	

En la tabla 3.10 se muestra los criterios de velocidad para líquidos, según la norma PDVSA “Dimensionamiento de tuberías de proceso”

Tabla 3.10 Criterios de velocidad (PDVSA 90616.1.0.24 Dimensionamiento de tuberías de procesos)

Criterios de velocidad para hidrocarburos líquidos			
Descripción	Velocidad (ft/s)		
Diámetro nominal (in)	2 o menor	3 a 10	10 a 20
Succión de bomba	1,5 a 2,5	2 a 4	3 a 6
Cabezal de descarga (largo)	2,5 a 3,5	3 a 5	4 a 7
Conexiones de descarga (corta)	4 a 9	5 a 12	8 a 15
Drenajes	3 a 4	3 a 5	-

➤ Tuberías de gas

- La velocidad en las tuberías de gas no debe superar los 60 ft/s para evitar problemas de ruido; sin embargo, se considera como criterios de diseño que las velocidades del gas no superen la velocidad de erosión de las tuberías.
- De acuerdo a la norma PDVSA L-TP 1.5 “Cálculo hidráulico de tuberías”, los criterios hidráulicos para gases y vapores (no vapor de agua) son los siguientes:

Tabla 3.11 Criterios de caída de presión por unidad de longitud para gases y vapores

Tipo de servicio	ΔP (psi/100 ft)
Nivel de presión, psig	
P > 500	≤ 2
200 < P \leq 500	$\leq 1,5$
150 < P \leq 200	$\leq 0,6$
50 < P \leq 150	$\leq 0,3$
0 < P \leq 50	$\leq 0,15$
Subatmosférica	$\leq 0,1$
Gas dentro de los límites de batería	$\leq 0,5$

De acuerdo a la norma PDVSA 90616.1.0.24 “Dimensionamiento de tuberías de procesos”, los criterios hidráulicos para gases se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 3.12 Criterios de velocidad para gases

Tipo de fluido	Vapor de agua, vapor saturado	Vapor de agua, vapor sobrecalentado, gas	
		$5 \geq P \leq 150$ psig	$150 \geq P \leq$ 250 psig
Diámetro nominal de tubería (in)	P < 50 psig		
2 ó 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

En la tabla 3.13 se muestra la caída de presión para gases según la norma PDVSA.

Tabla 3.13 Caída de presión para gases (PDVSA 90616.1.0.24**Dimensionamiento de Tuberías de Proceso)**

Servicio	Caída de presión
Línea de transferencia:	0,5 – 2,0
Succión,	0 – 10
	10 – 50
	50 – 100
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

➤ Tuberías de flujo multifásico

Las líneas de flujo multifásico en este trabajo son diseñadas para el flujo de diseño proveniente de la macolla hasta la línea de crudo diluido a venta.

En líneas de flujo continuo, la velocidad máxima será el 80% de la velocidad de erosión, calculada de acuerdo a la siguiente ecuación.

$$V_e = \frac{C}{\rho_m} \quad (\text{Ec. 3.2})$$

dónde:

V_e = velocidad erosional del fluido en ft/s.

C= constante empírica.

ρ_m = densidad de la mezcla a condiciones de operación en lb/ft³.

Los valores de “C” varían en función del tipo de fluido y del servicio, tal y como se muestra a continuación:

- Para fluidos con mínimo contenido de sólidos:
Flujo continuo C= 100
Flujo discontinuo C= 125
- Para fluidos libres de sólidos y no corrosivos o tuberías con corrosión controlada con inhibidores o aleaciones resistentes:

Flujo continuo= $150 \geq C \leq 200$

Flujo discontinuo= $C \geq 250$

Los criterios dados por separado para las fases líquidas y vapor se pueden aplicar al flujo bifásico en tuberías horizontales, como se indica a continuación:

- Para flujos donde el líquido es dominante ($Rl > 0,7$) se pueden usar los criterios dados para líneas de líquido.
- Para flujos donde el gas es dominante ($Rl < 0,0001$) se pueden usar los criterios dados para líneas de gas.
- Para flujos bifásicos con valores intermedios de Rl se deben satisfacer los criterios tanto del vapor como del líquido y se deberán seguir los criterios de diseño indicados en esta sección.

RI se define como la resistencia real del líquido dentro de la tubería, y está dado por la expresión:

$$RI = \frac{Q_l}{Q_l + Q_g} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

dónde:

Q_l = flujo volumétrico del líquido en bpd.

Q_g = flujo volumétrico del gas en bpd.

➤ Criterios para el dimensionamiento del separador de prueba

El separador diseñado es horizontal ya que se considera baja relación gas-líquido (menores a 800), por lo que es recomendable este tipo de separadores, tomándose los siguientes criterios.

- Constante de Souders Brown K es 0,157 ft/s (PDVSA MDP_03_s_03 1983)
En la tabla 3.14 se muestra los criterios para la relación de la longitud/diámetro.

Tabla 3.14 Longitud en función de la presión (PDVSA MDP_03_s_03 separadores líquido-vapor 1983)

Presión (psig)	Longitud/diámetro
P<250	1.5<L/D<3.0
250<P<500	3.0<L/D<4.0
P>500	4.0<L/D<6.0

En la tabla 3.15 se muestra el tiempo de retención según la norma API 12J.

Tabla 3.15 Tiempo de retención en función de los grados API (API Specification 12J, 1989)

Gravedad del crudo	Minuto (típico)
--------------------	-----------------

Mayor 35° API	1
20-30° API	1 a 2
10-20° API	2 a 4

En la siguiente figura de muestra los diferentes niveles para un separador horizontal

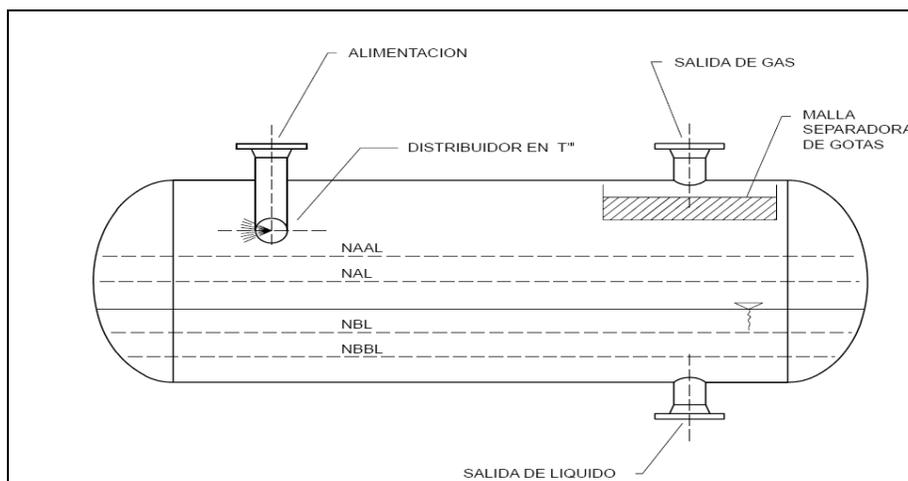


Figura 3.2 Diferentes niveles de líquido en el recipiente (PDVSA MDP_03_s_03 separadores líquido-vapor, 1983)

En la tabla 3.16 se presenta los diferentes niveles de líquido en los separadores horizontales.

Tabla 3.16 Diferentes niveles de líquido en el separador horizontal (PDVSA MDP_03_s_03 separadores líquido-vapor, 1983)

NBBL	Nivel bajo bajo de líquido	Corresponde al nivel más bajo de líquido en el recipiente y se recomienda ubicarlo a 9in, como mínimo desde el fondo del recipiente, previendo la falla de alguna bomba ubicada aguas abajo del recipiente. En este nivel se activara un interruptor asociado a una válvula de cierre de la instalación en caso de requerirse.
------	----------------------------	--

NBL	Nivel bajo de liquido	Este nivel se ubica en función del tiempo de respuesta del operador; en este punto, se coloca una alarma para indicar que existe algún problema de operación que puede ocasionar que el equipo llegue al NBBL; se determina en función del volumen de líquido obtenido en cinco minutos de operación.
NAL	Nivel alto de liquido	Se determina en función de los tiempos de retención necesarios para la separación del petróleo y el gas y se determina en función de los °API.
NAAL	Nivel alto alto de liquido	Igualmente es un nivel de alarma y se determina en función del volumen de líquido que se acumula en el recipiente en cinco minutos de operación. En este nivel también se coloca un interruptor.

En la tabla 3.17 se muestra los criterios para el dimensionamiento de las boquillas de los separadores.

Tabla 3.17 Criterios para el dimensionamiento de las boquillas de los separadores (PDVSA MDP_03_s_03 separadores líquido-vapor, 1983)

Boquilla	Velocidad
Boquilla de entrada de la mezcla	$V_{be} = \frac{60}{\sqrt{\rho M}}$
Boquilla de salida de gas	$V_{bg} = \frac{60}{\sqrt{\rho g}}$
Boquilla de salida de liquido	La velocidad puede ser 3 ft/s como máximo

3.2 Elaboración de diagrama de flujo de proceso, balance de masa y energía para las facilidades de superficie

El diagrama de flujo de proceso se realizó bajo las normas de PDVSA L-TP-1 “Preparación de Diagramas de Proceso”. En este diagrama se va a indicar, las condiciones de operación normal y su control básico, los efluentes (líquidos y gas) emanados del proceso y su disposición; este diagrama incluye el balance de masa e

información para el diseño y especificación de equipos. A continuación se describirá el proceso. Los diagramas se muestran en los anexos B.1, B.2 y B.3

3.2.1 Descripción del proceso

El diseño de las facilidades de superficie para las macollas E4, E3, F2 y E2, que se desarrollará como parte de la fase de producción temprana anticipada de la empresa mixta Petrourica, S.A., contempla la capacidad para manejar una producción que dependerá del número de pozos de cada macolla individual que varía desde 14 a 28 pozos y del año de producción. La producción de las macollas presenta una curva de declinación (tabla A.3), la cual en el inicio se espera una producción promedio de 700 bpd de crudo pesado por pozo y declina a 250 bpd de crudo pesado por pozo al cabo de 10 años.

Las macollas contemplan las siguientes facilidades de superficie:

- Cabezal de pozo
- Red de recolección de crudo diluido.
- Red de distribución de diluyente.
- Cabezal de producción.
- Cabezales de prueba.
- Cabezal de diluyente.

La distribución de pozos productores de las macollas, están contemplados de la siguiente manera:

- E4, conformada por 28 pozos.
 - E3, conformada por 24 pozos.
 - F2, conformada por 28 pozos.
 - E2, conformada por 14 pozos.
- Cabezal de pozo

Los cabezales de los pozos están arreglados en dos líneas paralelas separados por 5 metros la uno de la otra; cada línea cuenta con un número de pozos que varía

entre 7 y 14 pozos por línea. Los cabezales de los pozos son diseñados de manera idéntica, por esta razón la operación y control de cada macolla es uno sólo.

El flujo bifásico de producción proveniente del cabezal del pozo es manejado por una tubería cuyo diámetro es de 4 in, con una gravedad API entre 11 y 12° API, un corte de agua asociado de 10% a 35% de agua y una producción de gas de 100 a 600 scfd/bbl. El flujo bifásico es bombeado a la superficie a través de bombas de cavidad progresivas (BCP). Se espera que cada pozo de manera individual comience con una producción de 1.500 bpd de crudo pesado y luego decline hasta 250 bpd, en un tiempo estimado de 10 años aproximadamente (tabla A.2). La presión y temperatura de operación del cabezal de pozo están en el rango de 90 a 120 psig y 98 a 110 °F respectivamente.

- El gas de “casing” que asciende desde el espacio anular entre la tubería de producción y el “casing” es reinyectado a una presión de 120 psig al flujo de producción y enviado al cabezal general de producción.

➤ **Recolección de crudo diluido**

La red de recolección de crudo diluido de las macollas E4, E3, F2 y E2, contempla el diseño y construcción de un cabezal principal de recolección de crudo diluido de 10 in de diámetro, para transportar el crudo diluido y su gas asociado hacia el centro de procesamiento de flujo, por parte de Petrourica, S.A. Este cabezal recoge la producción de crudo diluido y el gas de cada uno de los pozos que conforman las macollas a través de líneas de 4 in de diámetro.

En el cabezal de pozo, a la emulsión formada por el crudo pesado de 11,82 °API y el agua asociada al crudo, se le inyecta diluyente nafta de 47 °API, para una relación crudo pesado/diluyente de 1/0,35. El flujo de diluyente es regulado a través de una válvula de control de flujo, para obtener una mezcla con una gravedad de aproximadamente 17 °API.

El crudo proveniente de los pozos de cada una de las macollas una vez inyectado el diluyente, es incorporado al cabezal principal a unas condiciones de

presión y temperatura de 120 psig y 110 °F respectivamente. Igualmente el sistema contará con la facilidad para enviar crudo diluido hasta los cabezales de prueba, cuando se requiera medir la producción de cada pozo.

➤ **Distribución de diluyente**

La distribución de diluyente se realiza desde un colector principal existente, hacia un cabezal de 6 in de diámetro a las condiciones de presión y temperatura de 250 psig y 85 °F respectivamente. La presión del diluyente es regulada a una presión de 120 psig en la entrada de la macolla, a través de una válvula de control de presión antes de ser distribuido a cada uno de los pozos por líneas de 1 ½ in. El flujo de diluyente inyectado a cada cabezal de pozo es regulado a través de una válvula de control de flujo ubicada en cada línea de 1 ½ in de inyección de diluyente.

Durante operación normal, la inyección de diluyente se hará en el cabezal del pozo, sin embargo, como medio de flexibilidad operacional, el sistema de diluyente cuenta con dos válvulas de control de flujo, una de ellas conecta al cabezal de producción general de 10 in y la otra conecta a los cabezales de prueba de 4 in. Estas válvulas durante operación normal estarán cerradas y en caso de fallo de algunas de las líneas de 1 ½ in de inyección de diluyente a pozo, el diluyente será enviado directamente a los cabezales a través de estas válvulas, para alcanzar la gravedad API requerida en el crudo diluido.

El cabezal de diluyente maneja un flujo de 10.273 bpd, correspondiente al requerimiento máximo de 28 pozos, bajo el perfil de producción máximo por pozo.

➤ **Prueba de pozos**

Las macollas E4, E3 y F2 de acuerdo al número de pozos que las componen (de 28 a 24 pozos), presentan dos cabezales de prueba, con la finalidad de realizar dos pruebas de pozos en paralelo. Esta opción permite cumplir con los requerimientos de PDVSA de realizar como mínimo una prueba oficial de 24 horas a cada pozo por mes. Con respecto a la macolla E2, ésta la constituyen 14 pozos para el cual se prevé

la instalación de un cabezal de prueba, pero por requerimiento de una futura expansión de la macolla, se realizará el diseño de 2 cabezales de prueba.

Para realizar la prueba a cada pozo, se abre la válvula manual hacia el cabezal de prueba habilitado y luego se bloquea la válvula de entrada al cabezal de recolección de crudo diluido.

Cada cabezal de prueba tiene instalado un separador líquido-gas horizontal para el registro de las variables asociadas a la prueba de pozos, y manejarán la producción de crudo diluido proveniente de un pozo, equivalente al máximo flujo multifásico el cual se presenta con 1.048,24 bpd de crudo pesado, 200 de GOR y 10 % corte de agua, de acuerdo al perfil de producción por pozo.

El separador de prueba está equipado con varios tipos de medidores para medir el flujo de líquido (crudo, agua y diluyente) y el flujo de gas. La prueba se basa en un separador gas-líquido, el cual recibe el flujo bifásico, separando el flujo de líquido del flujo de gas. Por la parte superior del separador se obtendrá el flujo de gas el cual pasará por una placa de orificio donde se medirá la cantidad de gas, mientras que por la parte inferior se obtiene el flujo de líquido (crudo, agua y diluyente), sin separar físicamente dicha corriente. Por medio de un medidor tipo turbina, se realizara evaluaciones a la corriente de flujo de líquido donde se determinara el caudal de líquido, y seguidamente se obtendrá la cantidad de agua adherida en el crudo a través de un analizador de corte de agua. Una vez realizada las evaluaciones a ambas corrientes inmediatamente se regresan los fluidos a la línea de producción.

➤ **Balance de masa y energía**

Se elaboraron modelos de simulación utilizando el programa Hysys 2006, con los datos de diseño de las macollas para la resolución del balance de masa y energía con la finalidad de obtener propiedades y características de las corrientes de alimentación, intermedias, reciclo y productos. La simulación se realizó de la siguiente manera:

- Primeramente se escogió la ecuación de estado Pen-Robinson como paquete termodinámico.
- Se introdujo la destilación del crudo, composición de gas y propiedades del nafta, las cuales están mostradas en las tablas 3.4, 3.5 y 3.6.
- Se realizó el diagrama de la simulación colocando las corrientes de entrada del crudo, nafta y gas.
- Se conectó las corrientes de entrada y salida las cuales se ubicaron de acuerdo al diagrama de flujo de proceso.
- Asignar cada corriente las condiciones de operación y caudal de flujo el cual esta mostrado en la tabla 3.1.
- Una vez introducido los datos necesarios, los resultados de la simulación se muestran en la tabla 4.1, 4.2 y 4.3.

La siguiente figura muestra el diagrama de la simulación

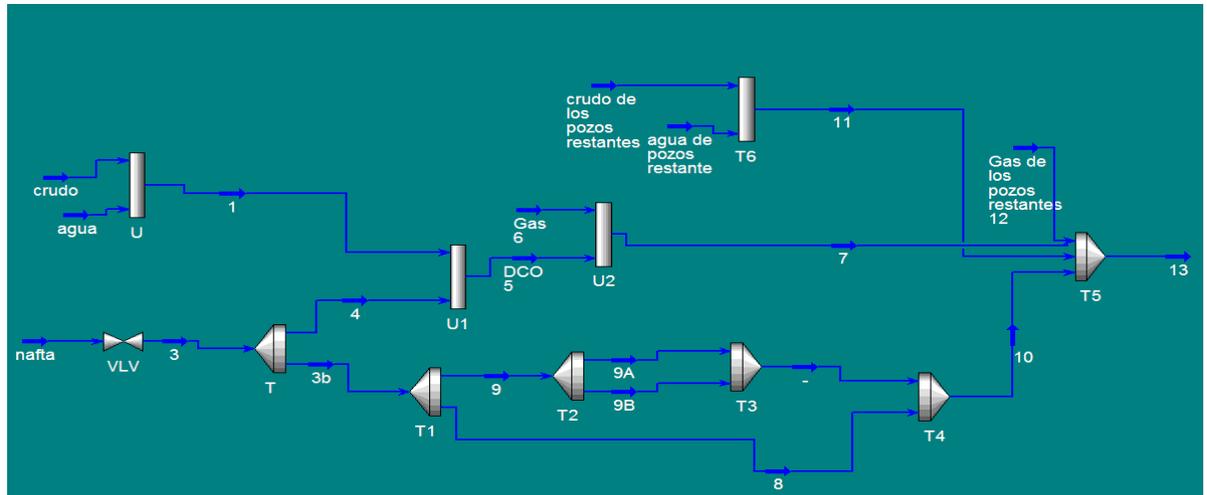


Figura 3.3 Diagrama de la simulación en Hysys 2006 del balance de materia y energía de las macollas

3.3 Diseño de las facilidades de superficie para la producción temprana de crudo en las macollas E2, E3, E4 y F2, ubicadas en el bloque Junín 4 de la faja petrolífera del Orinoco.

Para el diseño de las facilidades de superficie de las 4 macollas, se consideró la macolla con mayor número de pozos (28 pozos) y que maneja mayor caudal de producción; con esto se prevé la expansión futura de las macollas que poseen menor número de pozos asociados. Para el dimensionamiento de las demás macollas se realiza con la misma metodología.

Para los cálculos de las tuberías de líquido y gas, están basados en los flujos mostrados en las tablas 3.18

Tabla 3.18 Flujos de operación por pozo

Distribución	bpd	scfd
Diluyente a pozo	366,9	-
Distribución de diluyente	10.270	-
Gas	-	209.648

Para los cálculos de los diámetros de las tuberías se utilizó la siguiente metodología.

3.3.1 Diámetro de línea

➤ Se efectúa el cálculo de diámetro preliminar aplicando los criterios para dimensionamiento de líneas de líquidos y la ecuación de continuidad la cual se muestra a continuación:

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \times Q}{\pi \times V}} \quad (\text{Ec. 3.4})$$

dónde:

D_{min} =diámetro mínimo de la tubería en in.

Q= caudal de líquido en ft³/s.

V = velocidad del fluido en ft/s.

Las velocidades serán establecidas a través de la norma PDVSA 90616.1.0.24 dependiendo el caso si es tubería de líquido, bifásica o gas.

Los diámetros nominales de las tuberías seleccionadas son iguales al inmediato superior calculado y que sea comercial.

- Diámetro de la tubería de distribución de diluyente

De acuerdo a la tabla 3.18, el caudal es 10.270 bpd (0,6674 ft³/s). Se usara el flujo estándar en lugar del actual debido a que las densidades en ambas condiciones son muy similares. De la tabla 3.10 se define que la velocidad permitida en líneas con diámetros entre 3 a 10 in para hidrocarburos líquidos, debe estar en un rango de 3 a 5 ft/s para cabezal de descarga largo.

De acuerdo a la Ec. 3.4 el diámetro mínimo es:

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \times 0,6674 \text{ ft}^3/\text{s}}{\pi \times 5 \text{ ft/s}}} = 0,41 \text{ ft}$$

$$D_{min} = 0,412 \text{ ft} = 4,947 \text{ in}$$

El diámetro comercial que cumple con el mínimo requerido, es la tubería de 5 in, pero dicha tubería no es comercial, por lo cual se recurre a la tubería de 6 in “Schedule” 40 (DI= 6,06 in).

Una vez obtenido el diámetro de la tubería se calcula la velocidad del fluido, la cual se despeja de la Ec. 3.4 quedando de la siguiente manera:

$$V = \frac{4 \times Q}{D^2 \times \pi} \quad (\text{Ec. 3.5})$$

Con la Ec. 3.5 se calcula la velocidad del fluido.

$$V = \frac{4 \times 0,6674 \text{ ft}^3/\text{s}}{\left(6 \text{ in} \times \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}}\right)^2 \pi} = 3,40 \text{ ft/s}$$

- Diámetro de la tubería de gas

Para el cálculo de la tubería de gas se debe llevar el flujo de gas a las condiciones actuales con la siguiente ecuación:

$$Q = 0,327 \left(\frac{T \times Z}{P} \times \frac{F_g}{1.000.000} \right) \quad (\text{Ec. 3.6})$$

dónde:

Q= caudal de gas en ft^3/s .

T= temperatura de operación en °R.

Z= factor de compresibilidad de los gases adimensional.

P= presión de operación en psia.

F_g = flujo de gas en scfd.

Se sustituye los valores de la tabla 3.7, arrojando el siguiente valor:

$$Q = 0,327 \left(\frac{569,67 \text{ }^\circ\text{R} \times 0,9818}{134,7 \text{ psia}} \times \frac{209.648 \text{ scfd}}{1.000.000} \right) = 0,285 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Una vez obtenido el caudal de gas se calcula el diámetro de la tubería con la ecuación análoga a la 3.4 pero en este caso para el gas.

La velocidad que se asumió para el gas es de 40 ft/s la cual se seleccionó de la tabla 3.12, para gas y una presión entre 5 y 150 psig.

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 0,285 \text{ ft}^3/\text{s}}{\pi \times 40 \text{ ft/s}} \times \frac{12 \text{ in}}{1 \text{ ft}}} = 1,14 \text{ in}$$

El diámetro comercial que cumple con lo mínimo requerido es el de 2 in.

Una vez obtenido el diámetro se calcula la velocidad del fluido, con la ecuación 3.5

$$V = \frac{4 \times 0,285 \text{ ft}^3/\text{s}}{\left(2 \text{ in} \times \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}}\right)^2 \pi} = 13,06 \text{ ft/s}$$

El cálculo de la tubería de diluyente a pozo fue realizado con la misma metodología. Los valores son mostrados en la tabla 3.19

Tabla 3.19 Parámetros hidráulicos de las tuberías

	Diluyente a pozo	Tubería de gas	Distribucion de diluyente
Caudal (bpd)	366,9	4380,40	10.270
Caudal (ft ³ /s)	0,02384	0,28	0,6674
Diametro según la norma PDVSA (in)	2 o menor	2 o menor	3 a 10
Velocidad según PDVSA (ft/s)	[2,5 a 3,5]	[40 a 80]	[3 a 5]
Diametro minimo interno requerido (in)	1,21	1,48	4,9470
Velocidad del fluido (ft/s)	1,94	13,06	3,40

A continuación se realiza el dimensionamiento de las tuberías bifásicas, cuyas propiedades se muestran en la tabla 3.20

Tabla 3.20 Características del fluido bifásico

Propiedad	Crudo diluido a cabezal de producción y cabezal de prueba	Cabezal de producción por macolla
GOR (scf/bbl)	200	475

Flujo volumétrico de crudo (bpd)	1.415,14	12.870,9
Flujo volumétrico de agua (bpd)	116,47	2.383,5
Flujo volumétrico de crudo-agua (bpd)	1.531,61	15.254,4
Gas (MMscfd)	0,209648	4,529
Crudo (°API)	16,15	16,02
Densidad del crudo (lb/ft ³)	59,71	59,76

Propiedad	Crudo diluido a cabezal de producción y cabezal de prueba	Cabezal de producción por macolla
Gravedad específica del crudo	0,9530	0,9558
Densidad del agua (lb/ft ³)	62,3	62,26
Gravedad específica del agua	0,9983	0,9978
Densidad del gas (lb/ft ³)	0,394	0,394
Densidad de la mezcla líquido-gas (lb/ft ³)	17,33	9,046
Presión (psia)	134,7	134,7
Temperatura °F (°R)	100,5 (560,5)	102,2 (562,2)
Factor de compresibilidad Z	0,9839	0,9839
Viscosidad del líquido (cP)	71,41	74,26
Viscosidad del gas (cP)	0,01264	0,01264
Fracción másica del crudo	0,9188	0,8342
Fracción másica del agua	0,0812	0,1658

Fracción másica del crudo-agua	0,9807	0,9592
--------------------------------	--------	--------

Para el cálculo de las tuberías bifásicas se hizo de acuerdo a la siguiente metodología:

La metodología utilizada fue la API RP 14E “Recommended practice for design and installation of offshore production platform piping system”.

- Diámetro de la tubería de crudo diluido a cabezal de producción

De acuerdo a la tabla 3.20, el caudal de líquido es de 1.531,61 bpd (0,09953 ft³/s).

Se procede a calcular la velocidad de erosión con la siguiente ecuación:

- Velocidad de erosión

$$V_e = \frac{100}{(\rho_m)^{0,5}} \quad (\text{Ec. 3.7})$$

dónde:

V_e = velocidad de erosión en (ft/s)

ρ_m = densidad de la mezcla en (lb/ft³)

Sustituyendo los valores en la Ec. 3.7 queda lo siguiente

$$V_e = \frac{100}{(17,33 \text{ lb/ft}^3)^{0,5}} = 24,021 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

De acuerdo a los criterios establecidos se calcula la velocidad máxima para un 80% de la velocidad de erosión.

La velocidad de diseño se calcula de la siguiente manera:

$$\text{Velocidad de diseño} = V_e \times 0,8 \quad (\text{Ec. 3.8})$$

$$V_d = 24,021 \text{ ft/s} \times 0,8 = 19,217 \text{ ft/s}$$

Una vez obtenida la velocidad de diseño se calcula el área mínima para el flujo.

➤ Área mínima para flujo

$$Arm = \frac{9,35 + \frac{Z \times RGP \times T}{21,25 \times P}}{V_d} \quad (\text{Ec. 3.9})$$

dónde:

Arm= área mínima en in².

T= temperatura en °R.

P= presión en psia.

V_d= velocidad de diseño en ft/s.

$$Arm = \frac{9,35 + \frac{0,9839 \times 200 \times 5560,5 \text{ } ^\circ\text{R}}{21,25 \times 134,7 \text{ psia}}}{19,22 \text{ ft/s}} = 2,49 \text{ in}^2$$

Con el área mínima de flujo y el caudal de crudo-agua se calcula el área para flujo por cada 1.000 bpd.

➤ Área para flujo

$$Arf = \frac{Arm \times Q_{lq}}{1.000 \text{ bpd}} \quad (\text{Ec. 3.10})$$

dónde:

Arf= área para flujo en in².

Q_{lq}= flujo volumétrico de agua-crudo en bpd.

Sustituyendo los términos en la Ec. 3.10

$$Arf = \frac{2,49 \text{ in}^2 \times 1531,61 \text{ bpd}}{1.000 \text{ bpd}} = 3,81 \text{ in}^2$$

Una vez obtenido el área para flujo se procede a calcular el diámetro interno mínimo.

Diámetro de la tubería bifásica.

$$D = \sqrt{\frac{Arf \times 4}{\pi}} \quad (\text{Ec. 3.11})$$

Sustituyendo los valores en la Ec.3.11

$$D = \sqrt{\frac{3,81 \text{ In}^2 \times 4}{3,1416}} = 2,20 \text{ In}$$

Conociendo el diámetro mínimo permitido se procede a calcular la velocidad del fluido con un diámetro comercial. Se asumirá un diámetro de 4 in por premisas de Petrourica, para el cálculo del área del flujo existente.

$$A = \frac{D^2 \times \pi}{4} \quad (\text{Ec. 3.12})$$

Se sustituye los valores en la Ec. 3.12

$$A = \frac{(4,026 \text{ In})^2 \times \pi}{4} = 12,57 \text{ In}^2$$

Se procede a calcular el área mínima requerida.

$$A_{min} = \frac{A \times 1.000}{Q_{lq}} \quad (\text{Ec. 3.13})$$

Se sustituye los términos en la Ec. 3.13

$$A_{min} = \frac{12,57 \text{ in}^2 \times 1.000 \text{ bpd}}{1.531,61 \text{ bpd}} = 8,21 \text{ in}^2$$

Una vez obtenido el área mínima para el flujo se calcula la velocidad del fluido, despejándolo de la Ec. 3.9, quedando de la siguiente manera:

$$V = \frac{9,35 + \frac{Z \times RGP \times T}{21,25 \times P}}{A_{min}} \quad (\text{Ec. 3.14})$$

Se reemplaza los términos en la Ec. 3.14

$$V = \frac{9,35 + \frac{0,9839 \times 200 \times 560,5^\circ R}{21,25 \times 134,7 \text{ psia}}}{8,21 \text{ in}^2} = 5,836 \text{ ft/s}$$

Una vez obtenida la velocidad del líquido se procede a calcular la caída de presión con la ecuación 3.15

$$\Delta P = \frac{0,001344 \times Ff \times M_{l-g}^2}{D_i^5 \times \rho_m} \quad (\text{Ec. 3.15})$$

dónde:

ΔP = caída de presión con Fanning (psi/100 ft).

Ff = factor de fricción adimensional.

M_{l-g} = flujo másico de la mezcla líquido-gas en lb/h.

D_i = diámetro interno en in.

ρ_m = densidad de la mezcla en lb/ft³.

El factor de fricción se calcula de la siguiente manera

$$Ff = -3,6 \log \left[\frac{6,9}{Re} + \left(\frac{Rv/Di}{3,7} \right)^{1,1} \right]^{-2} \quad (\text{Ec. 3.16})$$

dónde:

Ff= factor de fricción, adimensional.

Re= número de Reynolds, adimensional.

Di= diámetro interno de la tubería en in.

Rv= rugosidad absoluta en in.

El número de Reynolds se calcula con la siguiente ecuación

$$Re = \frac{1.488 \times \rho_m \times Ve \times Di}{X_{ca} \times \mu_l + \mu_g (1 - X_{ca})} \quad (\text{Ec. 3.17})$$

dónde:

ρ_m = densidad de la mezcla en lb/ft³.

Ve = velocidad del fluido en ft/s.

Di = diámetro interno en ft.

X_{ca} = fracción másica del crudo-agua adimensional.

μ_l = Viscosidad dinámica del líquido en cP.

μ_g = viscosidad dinámica del gas en cP.

Se sustituyen los términos en la ecuación 3.17

$$Re = \frac{1.488 \times 17,33 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 5,836 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \left(\frac{4,026 \text{ ft}}{12} \right)}{0,9807 \times 71,41 \text{ cP} + 0,01264 \text{ cP} (1 - 0,9807)} = 720,96$$

Una vez obtenido el número de Reynolds se calcula el factor de fricción con la ecuación 3.16

$$Ff = -3,6 \log \left[\frac{6,9}{720,96} + \left(\frac{0,01969 \text{ in}/4,026 \text{ in}}{3,7} \right)^{1,1} \right]^{-2} = 0,01946$$

Una vez obtenido el factor de fricción se procede a calcular la caída de presión con Fanning con la ecuación 3.15, pero primero se debe calcular el flujo másico de la mezcla con la siguiente ecuación

$$M_{l-g} = 3.180 \times M_g \times Ge_g + 14,6 \times Q_l \times Ge_l \quad (\text{Ec. 3.18})$$

dónde:

M_g = flujo de gas en MMscfd.

Ge_g = gravedad específica del gas.

Ge_l = gravedad específica del líquido.

Q_l = flujo de líquido en bpd.

Sustituyendo los términos en la ecuación 3.18 queda lo siguiente:

$$M_{l-g} = 3.180 \times 0,209648 \text{ MMscfd} \times 0,62 + 14,6 \times 1.531,61 \text{ bpd} \times 0,958 = 21.849,93 \text{ lb/h}$$

$$\Delta P = \frac{0,001344 \times 0,01957 \times 21.849,93^2}{4,026^5 \times 17,33} = 0,6812 \text{ psi}/100 \text{ ft}$$

El cabezal de prueba tiene el mismo diámetro de la tubería de crudo diluido ya que lleva la misma cantidad de flujo. Para el diámetro de tubería del cabezal de producción se aplicó la misma metodología y los valores se representan en la siguiente tabla.

Tabla 3.21 Parámetros hidráulicos de las tuberías bifásicas

	Cabezal de producción en la macolla	Cabezal de prueba
Velocidad de erosión (ft/s)	33,25	24,021
Velocidad de diseño (ft/s)	26,60	19,217
Área mínima para flujo (in ²)	3,802	2,49
Área para flujo (in ²)	58,005	3,81
Diámetro min (in)	8,594	2,20
Diámetro nominal asumido (in)	10	4
Área para flujo existente (in ²)	78,54	12,57
Área mínima de flujo (in ²)	5,175	8,21
Velocidad del fluido (ft/s)	19,54	5,836
Numero de Reynolds	3.085,52	711,73
Factor de fricción	0,01134	0,01957
Caída de presión (psi/100 ft)	0,8308	0,6849

Una vez obtenido los diámetros de las tuberías se procede a realizar las evaluaciones hidráulicas, para verificar que los diámetros calculados cumplan con las normas en cuanto a la caída de presión y velocidad del fluido. La evaluación se efectuó con el simulador de proceso Pipephase 9.1 y previa verificación de los isométricos y planos de implantación, para las longitudes y elevaciones de las tuberías, se consideró el potencial máximo de flujo para la ejecución de la evaluación hidráulica.

Para el estudio de la evaluación hidráulica se seleccionaron los siguientes tramos de tuberías:

- Cabezal de prueba.

Para realizar la evaluación hidráulica al cabezal de prueba se seleccionó el pozo más lejano al separador de prueba. Se tomó de esta manera ya que será donde se genera mayor caída de presión ya que es el tramo más largo.

- Cabezal de distribución de diluyente.

Para esta evaluación hidráulica se seleccionó desde el colector principal el cual está conectado al cabezal de diluyente, hasta la distribución de la línea de diluyente por pozos.

- Cabezal de producción.

La evaluación hidráulica para este segmento de tubería se eligió desde cada uno de los pozos (28 pozos), hacia el cabezal de producción que lleva el crudo diluido a la planta de tratamiento.

El tramo de tubería de gas, no se le realizó la evaluación hidráulica ya que este es un segmento muy corto por lo cual la caída de presión es despreciable.

Los criterios para la simulación se establecieron en el objetivo número uno, siendo la simulación realizada de la siguiente manera:

- Primero se seleccionó el tipo de simulación como “network model”, el cual se adapta más al objetivo en estudio, debido a que permite simular modelos de “link” sencillos, distribuciones, conjuntos o sistemas de flujo, permitiendo calcular las presiones requeridas para el manejo, y las caídas de presiones en sistema de transporte de crudo, gas y otros productos, entre otras variables hidráulicas.

- Después se estableció el tipo de fluido a transportar: en el caso del cabezal de prueba y cabezal de producción de crudo diluido se seleccionó “blackoil” (crudo negro), para evaluar el sistema de transporte de crudo multifásico, mientras que en el caso del cabezal de diluyente se seleccionó liquid (líquido) como el tipo de fluido para evaluar el sistema de transporte de diluyente.

- Posteriormente se seleccionó el conjunto de las unidades de medida en que se quiere obtener los resultados, y en este caso se seleccionó el sistema petrolero, lo cual permite obtener las presiones en psig y tasas en barriles por día, entre otras.
- Para los modelos de crudo negro se deben introducir las gravedades o densidades para cada una de las tres fases potenciales de crudo-agua-gas, considerándose para él un crudo diluido de una gravedad de 16,48 ° API, para el gas asociado una gravedad específica de 0,635 y para el agua una gravedad específica de 0.998. Para el modelo de líquido que se aplicó en el cabezal de diluyente, se consideró un transporte de líquido de 50,02 ° API y una capacidad calorífica de 0,4505 Btu/lb-°F.
- Los modelos en Pipephase consisten en nodos y links. Cada link comienza con un nodo y termina con otro nodo. Un nodo representa una fuente (source), o un sumidero (sink). Una fuente es el punto que introduce el fluido al sistema de tuberías, y el sumidero es el punto donde el flujo sale del sistema de tuberías. El modelo construido en está constituido por la fuente, el sumidero y el link, donde cada componente requiere el suministro de datos y el simulador indicara los datos faltantes o inconsistentes.
- Una vez agregada las fuentes y sumideros con sus respectivas condiciones de operación, se realizó la simulación.

Los valores de la simulación se muestran en las tablas 4.4, 4.5 y 4.6.

Para el cabezal de diluyente se fijó el caudal de entrada en la fuente, en el último pozo se fijó la presión de llegada en el sumidero y en los pozos restantes se fijó el caudal de manera de verificar en la fuente la presión aguas abajo de la válvula controladora de presión. En la siguiente figura se muestra la representación gráfica.

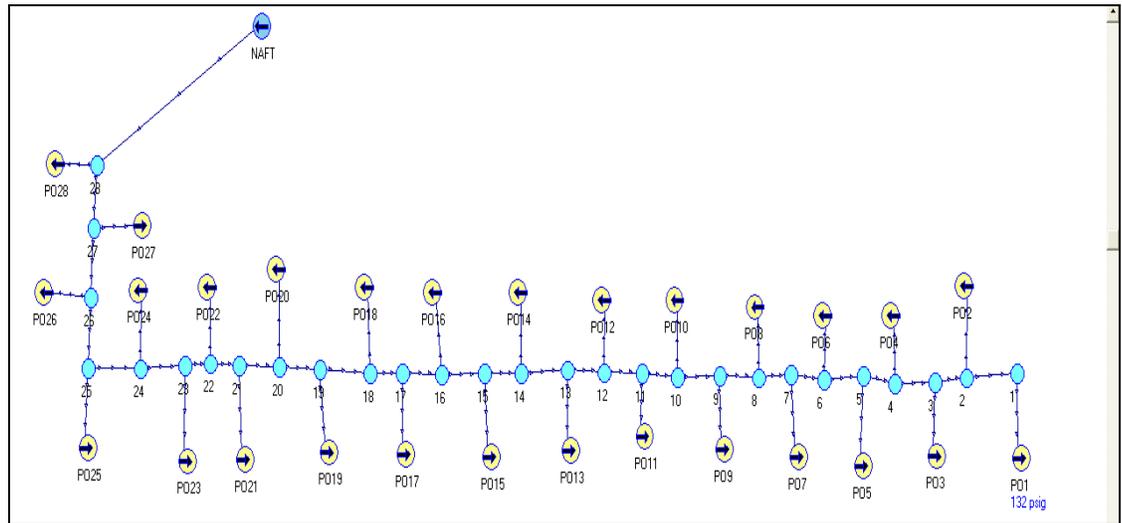


Figura 3.4 Representación gráfica del cabezal de diluyente

Para el cabezal de producción se fijó la presión en el último pozo, para los pozos restante se fijó el caudal en las fuente y en sumidero se fijó el flujo total de llegada, para verificar la presión de llegada en el límite de la batería. En la siguiente figura se muestra la representación gráfica.

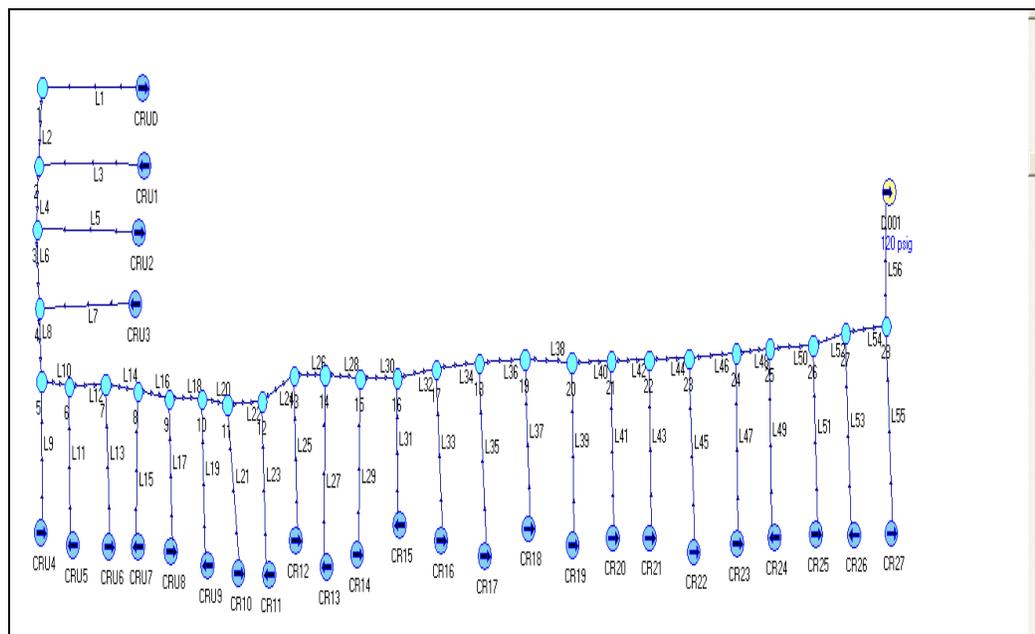


Figura 3.5 Representación gráfica del cabezal de producción

Para el cabezal de prueba se fijó la presión de salida de la fuente y en el sumidero se fijó el caudal de llegada al separador para verificar la presión de llegada, en la siguiente figura se muestra la representación gráfica.

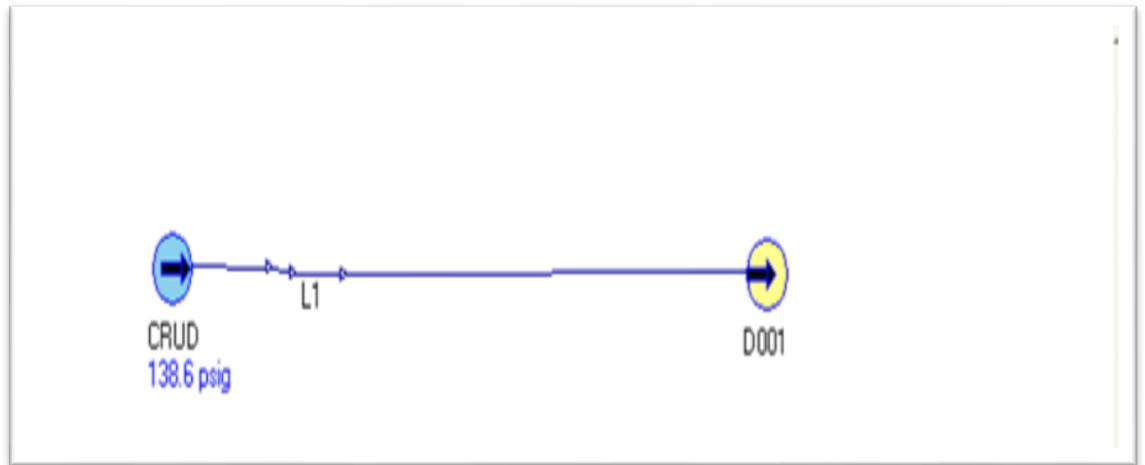


Figura 3.6 Representación gráfica del cabezal de prueba

3.3.2 Diseño del separador horizontal

El diseño del separador se realizó bajo las normas de PDVSA MDP_03_S_03 “separadores liquido-vapor” y la norma API Spec 12J (1989).

El dimensionamiento del separador horizontal, es un procedimiento de ensayo y error. El fluido opera bajo las características mostradas en la tabla 3.22, suministrada por Petrourica.

Tabla 3.22 Producción a separador de prueba en el proyecto.

Macollas	Separador de prueba			
	Crudo (bpd)	Agua (bpd)	Líquido (bpd)	Gas (MMscfd)
E4, E3, F2 yE2	1.415,14	116,47	1.531,61	0,1864

Las propiedades del crudo, nafta y gas se tomaron del simulador de proceso Hysys 2006 y se muestran a continuación:

Tabla 3.23 Datos necesarios para el dimensionamiento del separador de prueba

Propiedades	
Presión (psig)	120
Temperatura (°F)	100,5
Densidad del gas (lb/ft ³)	0.4208
Densidad del agua (lb/ft ³)	62,29
Densidad del Crudo (lb/ft ³)	59,65
Densidad del crudo-agua (lb/ft ³)	59,91
Densidad de la mezcla (lb/ft ³)	17,33
Flujo volumétrico del líquido (bpd)	1.531.61
Flujo de gas (MMscfd)	0,1864
Z	0,9796
°API crudo	16,30
Flujo másico de gas (lb/s)	0,1046

➤ Estimación de la velocidad terminal (V_t)

Como primer paso para determinar el diámetro del recipiente, debe estimarse la velocidad terminal (V_t); para separadores horizontales bifásicos, se emplea la siguiente ecuación:

$$V_t = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (\text{Ec. 3.19})$$

dónde:

K = constante de Souders Brown (eliminador de niebla) en ft/s.

ρ_l = densidad del líquido en lb/ft³.

ρ_g = densidad del gas en lb/ft³.

Sustituyendo los términos en la Ec. 3.19

$$V_t = 0,157 ft/s \sqrt{\frac{59,91 \frac{lb}{ft^3} - 0,4208 lb/ft^3}{0,4208 lb/ft^3}} = 1,867 \frac{ft}{s}$$

Una vez obtenida la velocidad terminal se calcula el área transversal (A_g) mínima de gas que permite el flujo normal del gas dentro del separador:

$$A_g = \frac{Q_g}{V_g} \quad (\text{Ec. 3.20})$$

dónde:

Q_g = flujo volumétrico de gas en ft^3/s .

V_g = velocidad terminal o velocidad del gas en ft/s .

Calculo de flujo de gas:

$$Q_g = \left(\frac{M_g}{\rho_g} \right) \quad (\text{Ec. 3.21})$$

dónde:

M_g = flujo másico de gas en lb/s .

ρ_g = densidad del gas en lb/ft^3 .

Sustituyendo los términos en la Ec. 3.21

$$Q_g = \left(\frac{0,1046}{0,4208} \right) = 0,2484 ft^3/s$$

Una vez obtenida el flujo volumétrico del gas se calcula el área transversal del gas con la Ec. 3.20

$$A_g = \frac{0,2484 \text{ ft}^3/\text{s}}{1,867 \text{ ft}/\text{s}} = 0,133 \text{ ft}^2 \times 144 = 19,15 \text{ in}^2$$

Con el área transversal del gas, se procede a calcular el diámetro interno para el gas (D_g).

$$D_g = \sqrt{\frac{4 \times A_g}{\pi}} \quad (\text{Ec. 3.22})$$

Sustituyendo los términos en la Ec. 3.22 se obtiene lo siguiente:

$$D_g = \sqrt{\frac{4 \times 19,15 \text{ in}^2}{\pi}} = 4,94 \text{ in}$$

El diámetro mínimo que debe tener el separador sería de 6 in, por lo tanto se asumirá un diámetro de 18in como primer tanteo.

El tiempo de retención se selecciona de acuerdo a los °API del crudo, el cual es de 2 minutos.

Para un separador horizontal con una presión de operación menor a 250 psig, se recomienda un esbeltez (relación entre la longitud y el diámetro) entre 1,5 y 3 seleccionándose 3, definida la relación L/D y conocido el diámetro se estima la longitud del recipiente:

$$\frac{L}{D} = 3 \rightarrow L = 3 \times D = 3 \times 18 = 54 \text{ in} = 4,5 \text{ ft}$$

Hasta este punto solo se ha establecido la posible configuración para el recipiente; la cual debe verificarse con el único parámetro real el área de gas. Debe calcularse el área ocupada por el líquido en el recipiente y se verifica que el resto del área sea mayor o igual que el área requerida por el gas.

➤ Cálculo del área requerida por el líquido

El primer paso es calcular los diferentes niveles de líquido en el recipiente los cuales se establecerán por la norma PDVSA.

- Nivel bajo bajo de líquido (NBBL)

El nivel bajo bajo de líquido (NBBL) corresponde al nivel más bajo de líquido en el recipiente, se recomienda ubicarlo a 9 in, desde el fondo del recipiente.

- Nivel bajo bajo de líquido (NBBL) y el nivel bajo de líquido (NBL)

El volumen de líquido entre el nivel bajo bajo de líquido (NBBL) y el nivel bajo de líquido (NBL) se calcula de la siguiente manera:

$$NBBL - NBL = Q_i \times Tr \quad (\text{Ec. 3.23})$$

dónde:

Q_i = flujo volumétrico de líquido en ft^3/s .

Tr = tiempo de respuesta del operador en s.

El tiempo de respuesta del operador será de 5 minutos.

Sustituyendo términos en la Ec. 3.23:

$$N_{BBL} - NBL = 0,0994 \frac{ft^3}{s} \times 300s = 29,82 ft^3$$

- Nivel bajo de líquido (N_{BL}) y Nivel alto de líquido (N_{AL})

Volumen de líquido entre el nivel bajo de líquido (NBL) y Nivel alto de líquido (NAL) se calcula de la siguiente manera:

$$NBL - NAL = Q_i \times Tr \quad (\text{Ec. 3.24})$$

dónde:

Tr= tiempo de retención en s.

Para un crudo de 16,30°API, el tiempo de retención es de 2 minutos.

Sustituyendo los términos en la Ec. 3.24 se obtiene lo siguiente

$$NBL - NAL = 0,0994 ft^3/s \times 120s = 11,93 ft^3$$

- Nivel alto de líquido (NAL) y el nivel alto alto de líquido (NAAL)
Volumen de líquido entre el nivel alto de líquido (NAL) y el nivel alto alto de líquido (NAAL) se calcula de la siguiente manera:

$$NAL - NAAL = Q_i \times Tr \quad (\text{Ec. 3.25})$$

dónde:

Tr = tiempo de respuesta del operador en s.

Tiempo de respuesta del operador 5 minutos.

Sustituyendo términos en la Ec. 3.25 se tiene:

$$NAL - NAAL = 0,0994 ft^3/s \times 300s = 29,82 ft^3$$

Volumen total de líquido entre NBBL-NAAL se calcula de la siguiente manera:

$$NBBL - NAAL = (NBBL - NBL) + (NBL - NAL) + (NAL - NAAL) \quad (\text{Ec. 3.26})$$

Sustituyendo términos en la Ec.3.26 queda lo siguiente:

$$NBBL - NAAL = 29,82 ft^3 + 11,93 ft^3 + 29,82 ft^3 = 71,57 ft^3$$

Una vez obtenido el volumen total de líquido entre NBBL-NAAL se calcula el área de líquido (A_l) entre NBB y NAAL, simplemente dividiendo entre la longitud.

(Ec. 3.27)

$$A_l = \frac{V (NBBL - NAAL)}{L}$$

Sustituyendo los términos en la Ec.3.27 se obtiene lo siguiente:

$$A_l = \frac{71,57 ft^3}{4,5 ft} = 15,90 ft^2 = 2.289,60 in^2$$

Para el cálculo del área de líquido desde el fondo y el NBBL, primero se determina la relación R^* con la tabla de la figura A.1 de la siguiente forma:

$$R^* = \frac{\text{Altura (fondo - NBBL)}}{D} \quad (\text{Ec. 3.28})$$

dónde:

D= diámetro de la tubería en in.

Se sustituye los términos en la Ec.3.28

$$R^* = \frac{9 in}{18 in} = 0,5$$

Se busca la relación R^* y se lee de la figura A.1, que es la relación entre el área del recipiente y el área desde el fondo y el NBBL, con R^* igual a 0,5 el valor de A^* es 0,5.

Una vez obtenido el A^* se calcula el área del fondo-NBBL con la siguiente ecuación:

$$\text{Área fondo - NBBL} = A^* \times \text{Area recipiente} \quad (\text{Ec. 3.29})$$

El área del recipiente se obtiene a través de la siguiente ecuación

$$\text{Área recipiente} = \frac{\pi(D)^2}{4} \quad (\text{Ec. 3.30})$$

Sustituyendo los valores en la Ec. 3.30

$$\text{Área recipiente} = \frac{\pi(18 \text{ in})^2}{4} = 254,469 \text{ in}^2$$

Con el área del recipiente obtenida se calcula el área fondo-NBBL con la Ec. 3.29

$$\text{Área fondo - NBBL} = 0,5 \times 254,469 \text{ in}^2 = 127,234 \text{ in}^2$$

Área total de líquido se calcula con la suma del área fondo-NBBL y el área de líquido en NBBL-NAAL.

$$A_{total} = 127,234 \text{ in}^2 + 2.289,60 \text{ in} = 2.416,834 \text{ in}^2$$

Área restante para el gas calculado se determina con la siguiente ecuación:

$$A_{gc} = A_{recipiente} - A_{total} \quad (\text{Ec. 3.31})$$

dónde:

A_{gc} = área de gas calculado.

Sustituyendo los términos en la Ec. 3.31 queda lo siguiente:

$$A_{gc} = 254,469 \text{ in}^2 - 2.416,834 \text{ in} = -2.162,365 \text{ in}^2$$

Como el A_{gc} (-2.162,365 in²), es menor que al A_g (19,15 in²), significa que el diámetro que se asumió es muy pequeño, el separador no cumple para el servicio, por lo tanto debe asumir un diámetro mayor.

Se asumirá un diámetro de 24in.

Se calcula la nueva longitud del separador.

$$\frac{L}{D} = 3 \rightarrow L = 3 \times D = 3 * 24 \text{ in} = 72 \text{ in} = 6 \text{ ft}$$

El volumen de la parte de líquido no varía, porque no depende del diámetro ni de la longitud, se calcula el área de la parte de líquido:

$$A_l = \frac{V (NBBL - NAAL)}{L} = \frac{71,60}{6} = 11,933 \text{ ft}^2 = 1.718,35 \text{ in}^2$$

Calculo del área de líquido desde el fondo y el NBBL.

Esta área se determina con la tabla de la figura A.1 de la siguiente forma:

$$R^* = \frac{\text{Altura (fondo - NBBL)}}{D} = \frac{9}{24} = 0,375$$

Se busca la relación R^* y se lee de la figura A.1, A^* que es la relación entre el área del recipiente y el área desde el fondo y el NBBL, con 0,375, $A^*=0,345$.

$$A^* = \frac{\text{Área fondo - NBBL}}{\text{Área recipiente}} = 0,345$$

$$\text{Área recipiente} = \frac{\pi(D)^2}{4} = \frac{\pi(24 \text{ in})^2}{4} = 452,389 \text{ in}^2$$

Con el área del recipiente obtenida se calcula el área fondo-NBBL.

$$\text{Área fondo - NBBL} = A^* \times \text{Área recipiente} = 0,345 \times 452,389 = 156,07 \text{ in}^2$$

Área total de líquido se calcula con la suma del área fondo-NBBL y el área de líquido en NBBL-NAAL.

$$A_{total} = 156,07 \text{ in}^2 + 1.718,35 \text{ in}^2 = 1.874,42 \text{ in}^2$$

Área restante para el gas calculada.

$$A_{gc} = A_{recipiente} - A_{total} = 452,389 - 1.874,422 = -1.422,033 \text{ in}^2$$

El diámetro asumido es muy pequeño, el Agc sigue siendo menor que el Ag, por lo tanto se debe aumentar el diámetro, el procedimiento que se realizara para los demás calculo será el mismo, se variara los diámetros y la relación L/D hasta que de muy cercano al área para gas mínima, los siguientes cálculos se mostraran en la siguiente tabla.

Tabla 3.24 Valores de los parámetros seleccionados para el diseño del separador

Diámetro (In)	30	36	42	42	42	42
Relación L/D	3	3	3	2.9	2.7	2,6
Longitud (In)	90	108	126	121,8	113,4	109
Área NBBL-NAAL	1.374,719	1.145,599	981,19	1.015,802	1.091,047	1.133,01
Volumen NBBL-NAAL	123.724,73	123.724,73	123.724,73	1237.24,73	123.724,73	123.724,73
R*	0,300	0,25	0,214	0,214	0,214	0,214
Área recipiente (In ²)	706,86	1.017,878	1.385,44	1.385,44	1.385,44	1.385,44
Área fondo-NBBL (In ²)	178,129	199,504	217,515	217,515	217,515	217,515
A*	0,252	0,196	0,157	0,157	0,157	0,157
Área total de líquido (In ²)	1.552,848	1.345,104	1.199,457	1.233,317	1.308,562	1.350,525
Área para gas (In ²)	-845,988	-327,225	185,988	152,128	76,884	34,920

El diámetro que se selecciono es el de 42 in y longitud de 109 in, ya que el área de gas calculada es la que se aproxima más al área de gas mínima requerida para el recipiente.

- Diámetro de las boquillas del separador de prueba

- Cálculo de la boquilla de entrada

Para el cálculo de la boquilla de alimentación se utiliza la siguiente ecuación:

$$D_{BE} = \sqrt{\frac{4 \times A_E}{\pi}} \quad (\text{Ec. 3.32})$$

dónde:

D_{BE} =diámetro de la boquilla de entrada en ft.

A_E = área de la boquilla de entrada en ft²

El área de la boquilla de entrada se calcula con la siguiente ecuación:

$$A_E = \frac{Q_M}{V_E} \quad (\text{Ec. 3.33})$$

dónde:

V_E = velocidad en la boquilla de entrada en ft/s.

Q_M = caudal de la mezcla, (ft³/S)

Q_M viene dada por la siguiente ecuación:

$$Q_M = Q_l + Q_g \quad (\text{Ec. 3.34})$$

dónde:

Q_l = caudal de líquido en ft³/s.

Q_g = caudal de gas en ft³/s.

El caudal de gas se determina por la ecuación 3.20

$$Q_g = \frac{M_g}{\rho_g}$$

Con la finalidad de tener un régimen de flujo adecuado a la entrada del recipiente, para el cálculo de la velocidad de alimentación se utiliza la siguiente relación:

$$V_E = \frac{60}{\sqrt{\rho_M}} \quad (\text{Ec. 3.35})$$

dónde:

ρ_M = densidad de la mezcla en lb/ft³.

Sustituyendo los valores en la Ec.3.35 la velocidad de la boquilla de entrada es:

$$V_E = \frac{60}{\sqrt{17,33 \text{ lb/ft}^3}} = 14,41 \text{ ft/s}$$

El caudal de gas viene dado por la Ec. 3.20:

$$Q_g = \frac{0,1046}{0,4208} = 0,2484 \text{ ft}^3/\text{s}$$

El caudal del líquido se transforma a ft/s de la siguiente forma:

$$Q_l = 1.531,61 \text{ bpd} \frac{1 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{15.388,50 \text{ bpd}} = 0,0995 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Sustituyendo los valores en la ecuación del caudal de la mezcla Ec. 3.34:

$$Q_M = 0,0995 + 0,2484 = 0,3479 \text{ ft}^3/\text{s}$$

El área de la boquilla de entrada se determina usando la Ec.3.33:

$$A_E = \frac{0,3479 \text{ ft}^3/\text{s}}{14,41 \text{ ft/s}} = 0,0241 \text{ ft}^2$$

El diámetro de la boquilla de entrada se calcula con la Ec. 3.32

$$D_E = \sqrt{\frac{4 \times 0,0241 \text{ ft}^2}{\pi}} = 0,1755 \text{ ft} = 2,11 \text{ in}$$

- Diámetro de la boquilla de salida de gas

El diámetro de la boquilla de salida de gas se calcula con la siguiente ecuación:

$$D_{bg} = \sqrt{\frac{4 \times A_g}{\pi}} \quad (\text{Ec. 3.36})$$

dónde:

D_{BG} = diámetro de la boquilla de salida de gas en ft.

A_g = área de la boquilla de salida de gas en ft^2 .

El área de la boquilla de salida de gas se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$A_g = \frac{Q_g}{V_g} \quad (\text{Ec. 3.37})$$

dónde:

V_g = velocidad en la boquilla de salida de gas en ft/s.

Con la finalidad de tener un régimen de flujo adecuado a la salida de gas del recipiente, para el cálculo de la velocidad se utiliza la relación:

$$V_g = \frac{60}{\sqrt{\rho_g}} \quad (\text{Ec. 3.38})$$

Se sustituye los términos en la Ec.3.38.

$$V_g = \frac{60}{\sqrt{0,4208 \text{ lb/ft}^3}} = 92,49 \text{ ft/s}$$

Sustituyendo el valor de la Ec.3.39 en la Ec.3.38.

$$A_g = \frac{0,2484 \text{ ft}^3/\text{s}}{92,49 \text{ ft/s}} = 0,00268 \text{ ft}^2$$

Entonces se sustituye el área de la boquilla de salida de gas, y se obtiene el diámetro de la boquilla de gas

$$D_{bg} = \sqrt{\frac{4 \times 0,00268 \text{ ft}^2}{\pi}} = 0,058 \text{ ft} = 0,70 \text{ in}$$

- Diámetro de la boquilla de salida de líquido:

Aplicando una ecuación análoga a la Ec. 3.33 aplicada, en este caso para el líquido, el área transversal resulta:

$$A_l = \frac{Q_l}{V_l}$$

$$A_l = \frac{0,0995 \text{ ft}^3/\text{s}}{3 \text{ ft/s}} = 0,0332 \text{ ft}^2$$

Para calcular el diámetro de salida de líquido es:

$$D_{BL} = \sqrt{\frac{4 \times A_l}{\pi}}$$

$$D_{BL} = \sqrt{\frac{4 \times 0,0332 \text{ ft}^2}{\pi}} = 0,206 \text{ ft} = 2,47 \text{ in}$$

3.4 Estimación los costos de materiales y equipos para la producción temprana de crudo en las macollas E2, E3, E4 y F2

Esta etapa del proyecto comprendió la elaboración del estimado de costo según la clase, magnitud, características, alcance del proyecto y de acuerdo a las condiciones establecidas en el documento de solicitud de ofertas. Se utiliza la metodología de estimación preliminar, la cual solo se basara en el costo de materiales y equipos mayores del proyecto.

Para estimar los costos de procura se utilizó la oferta presentada por ICESA y aprobada por la empresa mixta Petrourica; se realizó una hoja de cálculo, en el cual se incluye la lista preliminar de materiales y equipos y el precio para cada renglón. Se tomaron como base los análisis de precios unitarios de obras similares a las que se ejecutaran en este proyecto y precios obtenidos de la base de datos de Ingeniería Cardón, S.A.

Estos estimados se muestran en la tabla 3.25, 3.26 y 3.27.

Las longitudes y los accesorios fueron seleccionados de los planos de implantación y de la lista de los materiales.

Tabla 3.25 Especificación de costos de materiales y equipos adquiridos para el transporte de crudo de la macolla E4 y F2

Descripción	Unidad	Cantidad	Precio unitario (Bs)	Total (Bs)
Separador	Unidad	2	274.716,64	549.433,28
Tuberías				
Tubería Ø 10" STD	m	215	2.211,95	475.569,25
Tubería Ø 6" STD	m	217	1.072,54	232.741,18

Tubería Ø 4" STD	m	1.900	580,60	1.103.140
Tubería Ø 2" STD	m	208	193,63	40.275,04
Tubería Ø 1-1/2" XS	m	1.176	352,47	414.504,72
Válvulas				
Válvula de bola Ø 10"	Pza.	1	60.559	60.559
Válvula de bola Ø 4"	Pza.	144	8.201,39	1.181.000,16
Válvula de bola Ø 1-1/2"	Pza.	1	746,10	746,10
Válvula de bola Ø 2"	Pza.	116	2.697,57	312.918,12
Válvula de compuerta Ø 6"	Pza.	16	7.559,04	120.944,64
Válvula de compuerta Ø 2"	Pza.	85	1.333,13	113.316,05
Válvula de compuerta Ø 1/2"	Pza.	29	500,0	14.500
Válvula de compuerta Ø 3/4"	Pza.	263	925,0	243.275

Tabla 3.25 Especificación de costos de materiales y equipos adquiridos para el transporte de crudo de la macolla E4 y F2 (continuación)

Descripción	Unidad	Cantidad	Precio unitario (Bs)	Total (Bs)
Válvula de compuerta Ø 1-1/2"	Pza.	196	1.100,0	215.600
Válvula de globo Ø 6"	Pza.	3	2.002,80	6.008,4
Válvula de globo Ø 1-1/2"	Pza.	87	2.500,0	217.500
Válvula de retención Ø 6"	Pza.	1	5.059,04	5.059,04
Válvula de retención Ø 4"	Pza.	30	4.800	144.000
Válvula de retención Ø 2"	Pza.	28	3.935,0	110.180
Válvula de retención Ø 1-1/2"	Pza.	1	3.000	3.000
Accesorios				
Codos de 45 grados Ø 1-1/2", 4", 6" y 10"	Pza.	230	-	68.580
Codos de 90 grados Ø 1-1/2", 2", 4", 6" y 10"	Pza.	628	-	38.468
Reducción y bridas	Pza.	1.361	-	177.084,37
Tapón, sockolet y weldolet	Pza.	738	-	106.684
Tee, espárragos, figura 8 y empacaduras	Pza.	2.527	-	95.942,66
Válvula de control de presión 3"				28.000
Válvula de control de flujo cabezal de producción 2"				23.000

Válvula de control de flujo cabezal de prueba 2"	23.000
28 Válvulas de control de flujo diluyente a pozo	21.000 28 = 579.900
Costo total (Bs)	6.713.029

Tabla 3.26 Especificación de costos de materiales y equipos adquiridos para el transporte de crudo de la macolla E3

Descripción	Unidad	Cantidad	Precio unitario (Bs)	Total (Bs)
Separador	Unidad	2	274.716,64	549.433,28
Tuberías				
Tubería Ø 10" STD	m	187	2.211,95	413.634,65
Tubería Ø 6" STD	m	189	1.072,54	202.710,06
Tubería Ø 4" STD	m	1.615	580,60	937.669
Tubería Ø 2" STD	m	176	193,63	34.078,88
Tubería Ø 1-1/2" XS		1.522	352,47	536.459,34
Válvulas				
Válvula de bola Ø 10"	Pza	1	60.559	60.559
Válvula de bola Ø 4"	Pza	124	8.201,39	1.016.972,36
Válvula de bola Ø 1-1/2"	Pza	1	746,10	746,10
Válvula de bola Ø 2"	Pza	100	2.697,57	269.757
Válvula de compuerta Ø 6"	Pza	16	7.559,04	120.944,64
Válvula de compuerta Ø 2"	Pza	73	1.333,13	97.318,49
Válvula de compuerta Ø 1/2"	Pza	25	500,0	12.500
Válvula de compuerta Ø 3/4"	Pza	227	925,0	209.975

Válvula de compuerta Ø 1-1/2"	Pza	168	1.100,0	184.800
Válvula de globo Ø 6"	Pza	3	2.002,80	6.008,4
Válvula de globo Ø 1-1/2"	Pza	75	2.500,0	187.500
Válvula de retención Ø 6"	Pza	1	5.059,04	5.059,04
Válvula de retención Ø 4"	Pza	26	4.800	124.800

Tabla 3.26 Especificación de costos de materiales y equipos adquiridos para el transporte de crudo de la macolla E3 (continuación)

Descripción	Unidad	Cantidad	Precio unitario (Bs)	Total (Bs)
Válvula de retención Ø 2"	Pza	24	3.935,0	94.440
Válvula de retención Ø 1-1/2"	Pza	1	3.000	3.000
Accesorios				
Codos de 45 grados Ø 1-1/2", 4", 6" y 10"	Pza	194	-	57.180
Codos de 90 grados Ø 1-1/2", 2", 4", 6" y 10"	Pza	539	-	31.955
Reducción y bridas	Pza	1.179	-	153.914
Tapón, sockolet y weldolet	Pza	638	-	95.194
Tee, espárragos, figura 8 y empaaduras	Pza	2.187	-	83.814,62
Válvula de control de presión 3"				28.000
Válvula de control de flujo cabezal de producción 2"				23.000

Válvula de control de flujo cabezal de prueba 2"	23.000
24 Válvulas de control de flujo diluyente a pozo	21.000 24 = 504.000
Costo total (Bs)	6.068.422

Tabla 3.27 Especificación de costos de materiales y equipos adquiridos para el transporte de crudo de la macolla E2

Descripción	Unidad	Cantidad	Precio unitario (Bs)	Total (Bs)
Separador	Unidad	2	274.716,64	549.433,28
Tuberías				
Tubería Ø 10" STD	M	142	2.211,95	314.096,9
Descripción	Unidad	Cantidad	Precio unitario (Bs)	Total (Bs)
Tubería Ø 6" STD	M	153	1.072,54	164.098,62
Tubería Ø 4" STD	M	699	580,60	405.839,4
Tubería Ø 2" STD	M	101	193,63	19.556,63
Tubería Ø 1-1/2" XS	M	493	352,47	173.767,71
Válvulas				
Válvula de bola Ø 10"	Pza.	5	60.559	302.795
Válvula de bola Ø 4"	Pza.	74	8.201,39	606.902,86
Válvula de bola Ø 2"	Pza.	28	2.697,57	75.531,96
Válvula de compuerta Ø 6"	Pza.	18	7.559,04	136.062,72
Válvula de compuerta Ø 2"	Pza.	43	1.333,13	57.324,59
Válvula de compuerta Ø 1/2"	Pza.	17	500,0	8.500

Válvula de compuerta Ø 3/4"	Pza.	112	925,0	103.600
Válvula de compuerta Ø 1-1/2"	Pza.	86	1.100,0	94.600
Válvula de globo Ø 6"	Pza.	3	2.002,80	6.008,4
Válvula de globo Ø 1-1/2"	Pza.	44	2.500,0	110.000
Válvula de retención Ø 6"	Pza.	2	5.059,04	10.118,08
Válvula de retención Ø 4"	Pza.	16	4.800	76.800
Válvula de retención Ø 2"	Pza.	14	3.935,0	55.090

Tabla 3.27 Especificación de costos de materiales y equipos adquiridos para el transporte de crudo de la macolla E2 (continuación)

Descripción	Unidad	Cantidad	Precio unitario (Bs)	Total (Bs)
Accesorios				
Codos de 45 grados Ø 1-1/2", 4", 6" y 10"	Pza.	120	-	36.840
Codos de 90 grados Ø 1-1/2", 2", 4", 6" y 10"	Pza.	334	-	19.865
Reducción y bridas	Pza.	761	-	104.550,49
Tapón, sockolet y weldolet	Pza.	481	-	49.221
Tee, espárragos, figura 8 y empacaduras	Pza.	1367	-	68.204,69
Válvula de control de presión 3"				28.000

Válvula de control de flujo cabezal de producción 2"	23.000
Válvula de control de flujo cabezal de prueba 2"	23.000
14 Válvulas de control de flujo diluyente a pozo	21.000 14 = 294.000
Costo total (Bs)	3.916.807

CAPITULO IV

DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En este capítulo se presenta la discusión de los resultados obtenidos en el desarrollo de la ingeniería conceptual de las facilidades de superficie de las macollas E2, E3, E4 y F2. Además, se presenta las conclusiones del trabajo y las recomendaciones necesarias para la eficiencia del proyecto.

4.1 Establecimiento de las bases y criterios de diseño para el dimensionamiento de las facilidades de superficie requeridas por el proyecto

Como se mencionó en el capítulo anterior las bases se realizaron con información adquirida durante el desarrollo del proyecto conjuntamente con información suministrada por Petrourica y los criterios se seleccionaron de acuerdo a los requerimientos de diseño del proyecto y fueron establecidos bajo las normas PDVSA y normas API y mejores prácticas. De estos datos los más relevantes son la presión de operación del cabezal, 120 psig, temperatura de operación del pozo, 110 °F, presión de entrada del diluyente, 250 psig, temperatura del diluyente 85 °F, el crudo es de 11,82 °API que corresponde a un crudo pesado y el diluyente de 49,65 °API.

4.2 Elaboración del diagrama de flujo de proceso y balance de materia y energía para las facilidades de superficie

En figura 4.1 se muestra el esquema general de la macolla típica.

A continuación se muestra las notas del esquema general de las macollas.

Notas:

- Bombas de cavidad progresiva, presión de descarga: entre 90 y 150 psig.
- Variador de velocidad.
- Todos los pozos de producción están conectados al cabezal de producción.
- Conexión para futura inyección de químico.

- Durante operación normal, la inyección de diluyente se hará en cabezal de pozo, cualquier diferencia será absorbida por la válvula de inyección de diluyente a cabezal de producción/prueba.
- Conexión de cabezal de diluyente general.
- Flujo enviado a cabezal a producción o a cabezal de prueba cuando se requiera la prueba del pozo.
- Separador de prueba liquido-gas.

Para la elaboración del diagrama de flujo de proceso se realizó un esquema, el de mayor numero de pozos (28 pozos) y mayor producción, ya que las demás macollas tienen el mismo diseño de operación, solo varía en la cantidad de pozos que tiene por macolla.

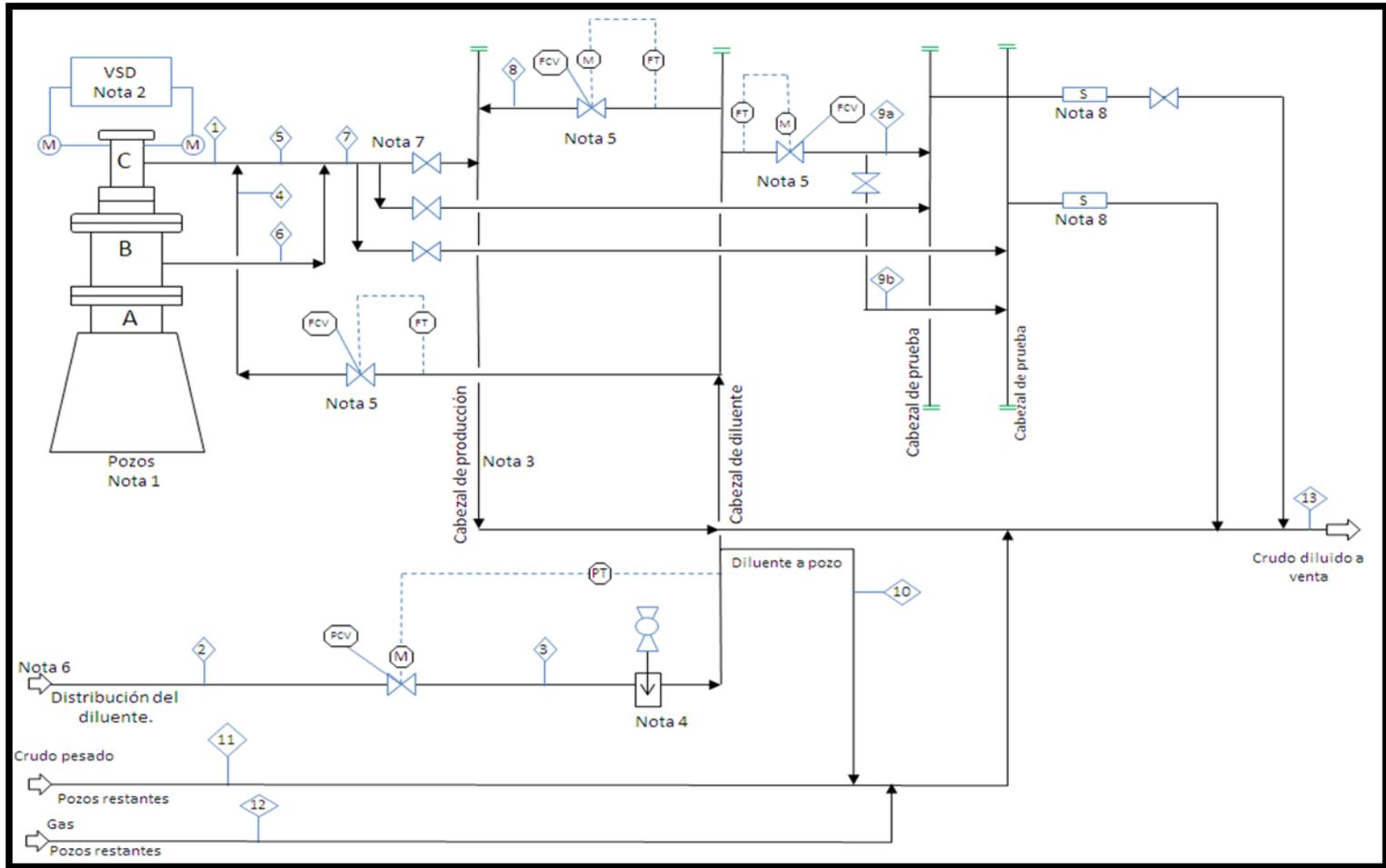


Figura 4.1 Esquema general de flujo de proceso de las macolla

A continuación se muestran las tablas con el balance de masa y energía.

Tabla 4.1 Balance de materia y energía de la macolla E2 (14 pozos)

Corriente	Unidad	1	2	3	4
Nombre		Crudo pesado de pozo	Diluyente a macolla	Diluyente a macolla aguas abajo	Diluyente a pozo
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°F	110	85	85,8 4	85,8 4
Presión	psig	120	250	120	120
Flujo másico	lb/h	17.027,5	59.165,15	59.165,15	4.226,08
Entalpia molar	BTU/lbmol	- 204.960,79	- 110.257,30	- 110.257,30	- 110.257,30
Fracción líquida molar		1	1	1	1
Gas					
Flujo	MMscfd	-	-	-	-
Flujo másico	lb/h	-	-	-	-
Peso molecular	lb/lb-mol	-	-	-	-
Densidad	lb/ft ³	-	-	-	-
Viscosidad	Cp	-	-	-	-
Crudo					
Flujo	Bpd	1.048,56	5.136,60	5.136,60	366, 90
Flujo másico	lb/h	15.302,63	59.165,15	59.165,15	4.226,08
Peso molecular	lb/lb-mol	547, 2	117, 7	117, 7	117, 7
Densidad	lb/ft ³	61,4 5	48,6 7	48,5 7	48,5 7
Viscosidad	cP	9052	0,77 96	0,77 48	0,77 48
Agua					
Flujo	Bpd	116,	-	-	-

		43			
Flujo másico	lb/h	1,72 4,90	-	-	-
Densidad	lb/ft ³	62,0 3	-	-	-
Viscosidad	cP	0,61 25	-	-	-

**Tabla 4.1 Balance de materia y energía de la macolla E2 (14 pozos)
(continuación)**

Corriente	Unidad	5	6	7	8
Nombre		Crudo diluido en cabezal de pozo	Gas de pozo	Crudo diluido a cabezal de producción	Diluyente a cabezal de producción
Fase		Líquido	Gas	Mezcla	Líquido
Temperatura	°F	99,77	110	100,1	85,84
Presión	psig	120	120	120	120
Flujo másico	lb/h	21.253,62	419,82	21.673,44	46.486,91
Entalpía molar	BTU/lbmol	-183.661,16	-40.579,66	-165.625,90	-110.257,30
Fración líquida molar		1	0,000 4	0,888	1
Gas					
Flujo	MMscfd	-	0,2096	0,1863	-
Flujo másico	lb/h	-	418,3 3	376,1 8	-
Peso molecular	lb/lb-mol	-	18,18	18,39	-
Densidad	lb/ft ³	-	0,4080	0,4209	-
Viscosidad	cP	-	0,01227	0,01203	-
Crudo					
Flujo	bpd	13.77,01	0,14	13.78,53	4.035,90
Flujo másico	lb/h	19.529,16	1,49	19.574,86	46.486,91

Peso molecular	lb/lb -mol	305,7	148,6	294	117,7
Densidad	lb/ft ³	59,71	44,99	59,66	48,57
Viscosidad	cP	71,41	0,778 1	62,11	0,774 8
Agua					
Flujo	bpd	116,4 0	-	116,2 6	-
Flujo másico	lb/h	1.724 ,46	-	1.722 ,40	-
Densidad	lb/ft ³	62,30	-	62,30	-
Viscosidad	cP	0,681 6	-	0,679 4	-

**Tabla 4.1 Balance de materia y energía de la macolla E2 (14 pozos)
(continuación)**

Corriente	Unidad	9	10	11
Nombre		Diluyente a cabezal de prueba A/B	Diluyente a pozos restantes (13 pozos)	Crudo pesado de pozos restantes (13 pozos)
Fase		Líquido	líquido	Líquido
Temperatura	°F	85,84	85,84	110
Presión	psig	120	120	120
Flujo másico	lb/h	8.452,16	54.939,07	221.357,96
Entalpía molar	BTU/lbmol	-110.257,30	-110.257,30	-204.961,18
Fracción líquida molar		1	1	1
Gas				
Flujo	MMscfd	-	-	-
Flujo másico	lb/h	-	-	-
Peso molecular	lb/lb- mol	-	-	-
Densidad	lb/Ft ³	-	-	-
Viscosidad	cP	-	-	-

Crudo				
Flujo	bpd	733,80	4769,70	13631,24
Flujo másico	lb/h	8.452,16	54.939,07	198.934,20
Peso molecular	lb/lb-mol	117,7	117,7	547.2
Densidad	lb/ft ³	48,57	48,57	61,45
Viscosidad	cP	0,7748	0,7748	9052
Agua				
Flujo	bpd	-	-	1.513,63
Flujo másico	lb/h	-	-	22.423,77
Densidad	lb/ft ³	-	-	62,03
Viscosidad	cP	-	-	0,6125

**Tabla 4.1 Balance de materia y energía de la macolla E2 (14 pozos)
(continuación)**

Corriente	Unidad	12	13
Nombre		Gas de pozos restantes (13 pozos)	Crudo diluido a venta
Fase		Gas	Mezcla
Temperatura	°F	110	100,1
Presión	psig	120	120
Flujo Másico	lb/h	5.457,6 6	303.428,14
Entalpia Molar	BTU/lbmol	- 40.579,66	-165.625,90
Fracción Líquida Molar		0,0004	0,888
Gas			
Flujo	MMscfd	2,725	2,608
Flujo másico	lb/h	5.438,3 0	5.266,52
Peso molecular	lb/lb-mol	18,18	18,39
Densidad	lb/ft ³	0,4080	0,4209
Viscosidad	cP	0,0122 7	0,01203
Crudo			
Flujo	bpd	1,79	19.299,48
Flujo másico	lb/h	19,37	274.048,05
Peso molecular	lb/lb -mol	148,6	294
Densidad	lb/ft ³	44,99	59,66
Viscosidad	cP	0,7781	62,11
Agua			
Flujo	bpd	-	1.627,59
Flujo másico	lb/h	-	24.113,58
Densidad	lb/ft ³	-	62,30
Viscosidad	cP	-	0,6794

Tabla 4.2 Balance de materia y energía de la macolla E3 (24 pozos)

Corriente	Unidad	1	2	3	4
Nombre		Crudo pesado de pozo	Diluyente a macolla	Diluyente a macolla aguas abajo	Diluyente a pozo
Fase		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°F	110	85	85,8 4	85,8 4
Presión	psig	120	250	120	120
Flujo másico	lb/h	17.028,28	101.425,98	101.425,98	4.226,08
Entalpia molar	BTU/lbmol	- 204.964,24	- 110.257,30	- 110.257,30	- 110.257,30
Fracción líquida molar		1	1	1	1
Gas					
Flujo	MMscfd	-	-	-	-
Flujo Másico	lb/h	-	-	-	-
Peso Molecular	lb/lb-mol	-	-	-	-
Densidad	lb/ft ³	-	-	-	-
Viscosidad	cP	-	-	-	-
Crudo					
Flujo	bpd	1.048,56	8.805,60	8.805,60	366,90
Flujo másico	lb/h	15.302,63	101.425,98	101.425,98	4.226,08
Peso molecular	lb/lb-mol	547, 2	117, 7	117,7	117,7
Densidad	lb/ft ³	61,4 6	48,6 7	48,5 7	48,5 7
Viscosidad	cP	9.05 7	0,77 96	0,77 48	0,7748
Agua					
Flujo	bpd	116, 43	-	-	-
Flujo másico	lb/h	1.72 4,90	-	-	-
Densidad	lb/ft ³	62,0 3	-	-	-
Viscosidad	cP	0,61 25	-	-	-

Tabla 4.2 Balance de materia y energía de la macolla E3 (24 pozos)
(continuación)

Corriente	Unidad	5	6	7	8
Nombre		Crudo diluido en cabezal de pozo	Gas de pozo	Crudo diluido a cabezal de producción	Diluyente a cabezal de producción
Fase		Líquido	Gas	Mezcla	Líquido
Temperatura	°F	99,77	110	100,1	85,84
Presión	psig	120	120	120	120
Flujo másico	lb/h	21.253,62	419,82	21.673,44	88.747,73
Entalpía molar	BTU/lbmol	-183.661,16	-40.579,66	-165.625,90	-110.257,30
Fracción líquida molar		1	0,0004	0,888	1
Gas					
Flujo	MMscfd	-	0,2096	0,1863	-
Flujo Másico	lb/h	-	418,33	376,18	-
Peso molecular	lb/lb-mol	-	18,18	18,39	-
Densidad	lb/ft ³	-	0,4080	0,4209	-
Viscosidad	cP	-	0,0127	0,01203	-
Crudo					
Flujo	bpd	1.377,01	0,14	1.378,53	7704,90
Flujo másico	lb/h	19.529,16	1,49	19.574,86	88.747,73
Peso molecular	lb/lb-mol	305,7	148,62	294	117,7
Densidad	lb/ft ³	59,71	44,99	59,66	48,57
Viscosidad	cP	71,42	0,7781	62,13	0,7748
Agua					
Flujo	bpd	116,40	-	116,26	-
Flujo másico	lb/h	1.724,46	-	1.722,40	-
Densidad	lb/ft ³	62,30	-	62,30	-
Viscosidad	cP	0,6816	-	0,6794	-

**Tabla 4.2 Balance de materia y energía de la macolla E3 (24 pozos)
(continuación)**

Corriente	Unidad	9	10	11	12
Nombre		Diluyente a cabezal de prueba A/B	Diluyente a pozos restantes (23 pozos)	Crudo pesado de pozos restantes (23 pozos)	Gas de pozos restantes (23 pozos)
Fase		Líquido	líquido	Líquido	Gas
Temperatura	°F	85,84	85,84	110	110
Presión	psig	120	120	120	120
Flujo másico	lb/h	8.452,16	97.199,90	391.714,09	9.655,87
Entalpía molar	BTU/lbmol	- 110.257,30	- 110.257,30	- 205.030,66	- 40.579,66
Fracción líquida molar		1	1	1	0,0004
Gas					
Flujo	MMscfd	-	-	-	4,8198
Flujo másico	lb/h	-	-	-	9.621,60
Peso molecular	lb/lb-mol	-	-	-	18,18
Densidad	lb/ft ³	-	-	-	0,4080
Viscosidad	cP	-	-	-	0,01227
Crudo					
Flujo	bpd	733,80	8.438,70	24.110,26	3,16
Flujo másico	lb/h	8.452,16	97.199,90	352.041,26	34,26
Peso molecular	lb/lb-mol	117,7	117,7	547,9	148,6
Densidad	lb/ft ³	48,57	48,57	61,47	44,99
Viscosidad	cP	0,7748	0,7748	9205	0,7781
Agua					
Flujo	bpd	-	-	2.677,96	-
Flujo másico	lb/h	-	-	39.672,83	-
Densidad	lb/ft ³	-	-	62,03	-
Viscosidad	cP	-	-	0,6125	-

**Tabla 4.2 Balance de materia y energía de la macolla E3 (24 pozos)
(continuación)**

Corriente	Unidad	13
Nombre		Crudo diluido a venta
Fase		Mezcla
Temperatura	°F	100,1
Presión	psig	120
Flujo másico	lb/h	520.244,04
Entalpia molar	BTU/lbmol	-165.665,50
Fracción líquida molar		0,888
Gas		
Flujo	MMscfd	4,472
Flujo másico	lb/h	9.029,10
Peso molecular	lb/lb-mol	18,39
Densidad	lb/ft ³	0,4210
Viscosidad	cP	0,01203
Crudo		
Flujo	bpd	33.083,61
Flujo másico	lb/h	469.877,34
Peso molecular	lb/lb-mol	294,1
Densidad	lb/ft ³	59,67
Viscosidad	cP	62,35
Agua		
Flujo	bpd	2.790,15
Flujo másico	lb/h	41.337,60
Densidad	lb/ft ³	62,30
Viscosidad	cP	0,6795

Tabla 4.3 Balance de materia y energía de la macolla E4 y F2 (28 pozos)

Corriente	Unidad	1	2	3	4
Nombre		Crudo pesado de pozo	Diluyente a macolla	Diluyente a macolla aguas abajo	Diluyente a pozo
Fase		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°F	110	85	85,8 4	85,8 4
Presión	psig	120	250	120	120
Flujo Másico	lb/h	17.028,28	118.330,31	118.330,31	4.226,08
Entalpia Molar	BTU/lbmol	- 204.964,24	- 110.257,30	- 110.257,30	- 110.257,30
Fracción Liquida Molar		1	1	1	1
Gas					
Flujo	MMscfd	-	-	-	-
Flujo másico	lb/h	-	-	-	-
Peso molecular	lb/lb -mol	-	-	-	-
Densidad	lb/ft ³	-	-	-	-
Viscosidad	cP	-	-	-	-
Crudo					
Flujo	bpd	1.048,56	10.273,00	10.273,00	366,90
Flujo másico	lb/h	15.302,63	118.330,31	118.330,31	4.226,08
Peso molecular	lb/lb-mol	547,2	117,7	117,7	117,7
Densidad	lb/ft ³	61,46	48,67	48,57	48,57
Viscosidad	cP	9057	0,7796	0,7748	0,7748
Agua					
Flujo	bpd	116,43	-	-	-
Flujo másico	lb/h	1.724,90	-	-	-
Densidad	lb/ft ³	62,03	-	-	-
Viscosidad	cP	0,6125	-	-	-

**Tabla 4.3 Balance de materia y energía de la macolla E4 y F2 (28 pozos)
(continuación)**

Corriente	Unidad	5	6	7	8
Nombre		Crudo diluido en cabezal de pozo	Gas de pozo	Crudo diluido a cabezal de producción	Diluyente a cabezal de producción
Fase		Líquido	Gas	Mezcla	Líquido
Temperatura	°F	99,77	110	100,1	85,84
Presión	psig	120	120	120	120
Flujo másico	lb/h	21.253,62	419,82	21.673,44	105.652,06
Entalpia molar	BTU/lbmol	-183.661,16	-40.579,66	-165.625,90	-110.257,30
Fracción líquida molar		1	0,0004	0,888	1
Gas					
Flujo	MMscfd	-	0,2096	0,1863	-
Flujo másico	lb/h	-	418,33	376,18	-
Peso molecular	lb/lb-mol	-	18,18	18,39	-
Densidad	lb/ft ³	-	0,4080	0,4209	-
Viscosidad	cP	-	0,01227	0,01203	-
Crudo					
Flujo	bpd	1.377,01	0,14	1.378,53	9.172,30
Flujo másico	lb/h	19.529,16	1,49	19.574,86	105.652,06
Peso molecular	lb/lb-mol	305,7	148,62	294	117,7
Densidad	lb/ft ³	59,71	44,99	59,66	48,57
Viscosidad	cP	71,42	0,7781	62,13	0,7748
Agua					
Flujo	bpd	116,40	-	116,26	-
Flujo másico	lb/h	1.724,46	-	1.722,40	-
Densidad	lb/ft ³	62,30	-	62,30	-
Viscosidad	cP	0,6816	-	0,6794	-

**Tabla 4.3 Balance de materia y energía de la macolla E4 y F2 (28 pozos)
(continuación)**

Corriente	Unidad	9	10	11	12
Nombre		Diluyente a cabezal de prueba A/B	Diluyente a pozos restantes (27 pozos)	Crudo pesado de pozos restantes (27 pozos)	Gas de pozos restantes (27 pozos)
Fase		Líquido	líquido	Líquido	Gas
Temperatura	°F	85,84	85,84	110	110
Presión	psig	120	120	120	120
Flujo másico	lb/h	8.452,16	114.104,22	459.838,28	11.335,15
Entalpía molar	BTU/lbmol	- 110.257,30	- 110.257,30	- 205.030,66	- 40.579,66
Fracción líquida molar		1	1	1	0,0004
Gas					
Flujo	MMscfd	-	-	-	5,6580
Flujo másico	lb/h	-	-	-	11.294,93
Peso molecular	lb/lb-mol	-	-	-	18,18
Densidad	lb/ft ³	-	-	-	0,4080
Viscosidad	cP	-	-	-	0,01227
Crudo					
Flujo	bpd	733,80	9.905,85	28.303,35	3,71
Flujo másico	lb/h	8.452,16	114.104,22	413.265,83	40,22
Peso molecular	lb/lb-mol	117,7	117,7	547,9	148,6
Densidad	lb/ft ³	48,57	48,57	61,47	44,99
Viscosidad	cP	0,7748	0,7748	9205	0,7781
Agua					
Flujo	bpd	-	-	3.143,70	-
Flujo másico	lb/h	-	-	46.572,45	-
Densidad	lb/ft ³	-	-	62,03	-
Viscosidad	cP	-	-	0,6125	-

**Tabla 4.3 Balance de materia y energía de la macolla E4 y F2 (28 pozos)
(continuación)**

Corriente	Unidad	13
Nombre		Crudo diluido a venta
Fase		Mezcla
Temperatura	°F	100,1
Presión	psig	120
Flujo másico	lb/h	606.951,84
Entalpia molar	BTU/lbmol	-165.665,74
Fracción líquida molar		0,888
Gas		
Flujo	MMscfd	5,2168
Flujo másico	lb/h	10.533,95
Peso molecular	lb/lb-mol	18,39
Densidad	lb/ft ³	0,4210
Viscosidad	cP	0,01203
Crudo		
Flujo	bpd	38.597,54
Flujo másico	lb/h	548.190,69
Peso molecular	lb/lb-mol	294,1
Densidad	lb/ft ³	59,67
Viscosidad	cP	62,36
Agua		
Flujo	bpd	3.255,18
Flujo Másico	lb/h	48.227,20
Densidad	lb/ft ³	62,30
Viscosidad	cP	0,6795

4.3 Diseño de las facilidades de superficie para la producción temprana de crudo en las macollas E2, E3, E4 y F2, ubicadas en el bloque Junín 4 de la faja petrolífera del Orinoco

➤ Diámetro de las tuberías de diluyente.

El diámetro de la tubería de distribución de diluyente que se obtuvo es un diámetro mínimo de 4,95 in, por lo tanto se procede a utilizar un diámetro nominal de 6 in, el cual va a permitir que el fluido fluya sin ningún inconveniente debido, a que es mayor al diámetro requerido y por ende no se presentaran problemas de erosión y arrastre.

En cuanto al segmento de tubería que lleva el diluyente a los cabezales de pozos, se obtuvo un diámetro mínimo de 1,21 in, por lo cual se recurrirá a un diámetro nominal de 1,5 in, permitiendo así que el fluido fluya de manera estable ya que no habrá problemas de erosión ni de arrastre.

➤ Diámetro de la tubería de gas

En la tubería de gas se obtuvo un diámetro mínimo de 1,48 in, por lo tanto se utilizara un diámetro nominal de 2 in, permitiendo así el paso del gas de manera estable, sin ocasionar problemas de erosión.

➤ Diámetro de la tubería de crudo diluido

El diámetro mínimo de la tubería de crudo diluido obtenido es de 2,21 in, de manera que se utilizara un diámetro nominal de 4 in para una velocidad determinada de 5,836 ft/s, la cual es menor a la velocidad máxima permitida (19,217 ft/s). La caída de presión calculada en esta línea de tubería es de 0,6849 psi/ 100 ft de tubería, por lo tanto se encuentra por debajo de lo permitido por la norma PDVSA (3 psi/100 ft de tubería), por consiguiente el diámetro a utilizar es aceptable debido a que cumple con los requerimientos establecidos.

En cuanto al cabezal de prueba el diámetro de la tubería será el mismo que la tubería de crudo diluido (4 in), ya que se realizaran pruebas de un pozo a la vez.

Por otra parte el diámetro mínimo del cabezal de producción es de 8,59 in por lo tanto se asumió un diámetro de 10 in, permitiendo una velocidad del fluido de 19,54 ft/s, la cual está por debajo de la velocidad máxima la cual es de 26,599 ft/s. En cuanto a la caída de presión dio 0,8308 psi/100 ft de tubería estando por debajo de lo establecido por la norma PDVSA (1 a 3 psi/100 ft de tubería)

Una vez calculado y seleccionado los diámetros de las tuberías de líquido, gas y las tuberías de flujo bifásico, se procedió a realizar las evaluaciones hidráulicas con el simulador de proceso Pipephase 9.1.

A continuación se muestra las caídas de presión y velocidades arrojadas por el simulador Pipephase:

Tabla 4.4 Presión, velocidad, longitud y caída de presión del cabezal de prueba

Tramo	crudo (bpd)	agua (bpd)	Gas (MMscfd)	Diámetro (in)	Presión inicial (psig)	Presión final (psig)	Velocidad (ft/s)	Longitud (ft)	Δp (psi/100ft)
Pozo-separador	1.383,8	104,2	0,1951	4	120	118,6	3,51	574,14	0,2438

Para el cabezal de prueba la velocidad de la mezcla arrojada por el simulador fue de 3,51 ft/s, estando por debajo de la velocidad máxima (19,217 ft/s), y una caída de presión de 0,2438 psi/100 ft de tubería, la cual está por debajo de lo mínimo permitido por la norma (1-3 psi/100 ft de tubería).

En la tabla 4.5 se muestra los resultados de la evaluación hidráulica del cabezal de diluyente y las líneas de diluyente a pozo.

Tabla 4.5 Presión, velocidad, longitud y caída de presión para el cabezal de distribución de diluyente.

Tramo	Flujo (bpd)	Diámetro (in)	Longitud (ft)	Velocidad del líquido (ft/s)	Presión Inicial (psig)	Presión final (psig)	Δp (psi/100 ft)
-------	-------------	---------------	---------------	------------------------------	------------------------	----------------------	-------------------------

Naft-1 (cabezal de diluyente)	10.273,2	6	613,51	3,35	120	123,7	0,603
1-Pozo1 (línea de diluyente)	366,9	1½	203,41	1,7	123,7	122,8	0,442

Para el cabezal de diluyente se observa que para los 28 pozos (macolla E4 y F2), la caída de presión por cada 100 ft de tubería es de 0,603 psi/100 ft, mientras que la velocidad del diluyente es de 3,35 ft/s, ambos valores encontrándose por debajo del rango establecido por la norma, los cuales son de 3 a 5 ft/s para la velocidad de hidrocarburos líquidos y de 1 a 3 psi/100 ft de tubería para la caída de presión.

Para las líneas de diluentes a pozos la caída de presión por cada 100 ft de tubería es de 0,442 psi/100 ft de tubería, la cual se encuentra por debajo de la norma (1 a 3 psi/100 ft de tubería), mientras que la velocidad del diluyente es de 1,7 ft/s por lo tanto se encuentra por debajo del criterio establecido de 2,5 a 3,5 ft/s, de esta manera la velocidad traería problemas de sedimentación, pero en este caso como se trata de un líquido que no contiene sedimentos, no abra problemas de acumulación de sólidos.

En la tabla 4.6 se muestra los resultados de la evaluación hidráulica del cabezal de producción y la evaluación hidráulica de las líneas de producción por pozo.

Tabla 4.6 Presión, velocidad, longitud y caída de presión para el cabezal de producción

Línea	Crudo (bpd)	agua (bpd)	Gas (MMscfd)	Diámetro (in)	Presión inicial (psig)	Presión final (psig)	Velocidad (ft/s)	Longitud (ft)	Δp psi/100ft
1-DCOV	41.664	.136	5,87460	10	120	105,6	18,72	630	2,28
Pozo1-1	.488	12	0,2098	4	120	118,1	3,78	210	0,905

Para el cabezal de producción se observa que para los 28 pozos (macollas E4 y F2), la caída de presión por cada 100 ft de tubería es de 2,28 psi/ 100 ft de tubería, la cual está dentro de lo establecido por la norma (1 a 3 psi/100 ft), mientras que la

velocidad de la mezcla es de 18,72 ft/s, cumpliendo con el criterio establecido ya que se encuentra por debajo de la velocidad máxima (26,599 ft/s).

En cuanto a las líneas de producción por pozo, la caída de presión por cada 100 ft de tubería es de 0,905 psi/100 ft, la cual está por debajo de lo establecido por la norma, mientras que la velocidad es de 3,78 ft/s, de este modo cumple con el criterio establecido ya que se encuentra por debajo de la velocidad máxima permitida.

➤ Separador de prueba

El separador de prueba fue diseñado con la finalidad de realizar la prueba de producción de un pozo a la vez, es decir a partir de la máxima producción (1.531,61 bpd de líquido y 0,1864 MMscfd de gas), con un tiempo de retención de líquido de 2 minutos. El diseño del separador fue horizontal, ya que para separadores gas-líquido indica que cuando la relación es baja ($\text{baja} > 800\text{RGP}$) se recomienda este tipo de separador.

El separador de prueba debe poseer un diámetro de 42 in y una longitud de 109 in, dimensiones con las cuales podrá manejar la mezcla que recibe de los pozos.

En cuanto a la relación L/D, que se encuentra entre 1,5 y 3, se seleccionó un valor de 2,6 para el diámetro de 42 in que requiere el separador, debido a que esta relación permite que se aproxime el área de gas calculada ($34,92 \text{ in}^2$) al área mínima de gas ($19,211 \text{ in}^2$), por consiguiente la velocidad del gas será menor a la velocidad crítica, evitando así que ocurra arrastre de líquido.

4.4 Estimado de los costos de materiales y equipos para la producción temprana de crudo en las macollas E2, E3, E4 y F2

Para la elaboración del estimado de costos de los materiales y equipos se realizó una hoja de cálculo, en el cual se incluye la lista preliminar de materiales y equipos y el precio para cada renglón. Se tomaron como base los análisis de precios unitarios de obras similares a las que se ejecutaran en este proyecto y precios obtenidos de la base de datos de Ingeniería Cardón, S.A y cotizando en diferentes empresas.

Para las dos macollas que contienen 28 pozos el costo obtenido de procura es de 6.713.029 Bs, para la macolla de 24 pozos el costo de procura es de 6.068.422 Bs y para la macolla de 14 pozos el costo de procura es de 3.916.807 Bs lo cual da costo total de procura de 16.698.258 Bs.

4.5 Conclusiones

1. Para el desarrollo de las facilidades de superficie concernientes a las macollas E2, E3, E4 y F2 se consideró el flujo máximo por pozo el cual resulto en 1.048,24 bpd de crudo, 116,47 bpd de agua y 209.648 scfd de gas.
2. La presión considerada en el límite de la batería a nivel de cabezal de pozo (120 psig), a nivel de cabezal de distribución de diluyente (142,6 psig), resultaron adecuadas ya que la presión es sus correspondientes puntos de llegada cumplieron con las expectativas.
3. Los criterios de diseño usados fueron tomados de prácticas de ingeniería (manuales de PDVSA y API) y fueron criterios de velocidad (2,5 a 3,5 ft/s, 3 a 5 ft/s para líquido y 40 a 80 ft/s para el gas), $\Delta P/100$ ft (1 a 3 pie de líquido/100 ft) y velocidad de erosión (24,02 ft/s y 33,25 ft/s), para el diseño de las tuberías, mientras que la relación gas/líquido (200 scf/bbl), tiempo de retención (2 minutos) y relación L/D (2,6) ayudaron en el diseño de separadores.
4. Fueron probados distintos diámetros (4 in, 6 in, 10 in) de tuberías tales que cumplieran con los criterios de presión y velocidad, para aquellas tuberías que transportan flujos monofásicos y un porcentaje de velocidad de erosión para aquellas tuberías por las que circularan fluidos bifásicos.
5. El diagrama de flujo de proceso elaborado para la producción de las macollas E2, E3, E4 y F2 incluye solo el diseño general para una macolla típica y la información relativa a los balances de masa y energía fueron desarrollados con el simulador Hysys.

6. El concepto principal de diseño para las facilidades de superficie que sirvan a la producción de las macollas E2, E3, E4 y F2, comprende una red de recolección de crudo diluido, una red de distribución de diluyente y un separador de prueba.
7. Los costos asociados a este proyecto suman un total de 16.698.258 Bs, correspondiente a procura.
8. Los diámetros requeridos para la producción de crudo son: 4 in para el cabezal de prueba y crudo diluido, 1¹/₂ in para el diluyente que va a pozo, 2 in para la tubería de gas, 6 in para el cabezal de distribución de diluyente y 10 in para el cabezal de producción.
9. Como dimensiones características del separador de prueba se obtuvo: diámetro interno 42 in, longitud entre costura 109 in, boquilla de entrada 3 in, de salida de gas 1 in, y de salida de líquido 3 in.

4.6 Recomendaciones

- Ejecutar el proyecto en un lapso cortó de tiempo con el fin de evitar el incremento de los costos de los materiales y equipos a utilizar.
- En la ejecución de proyectos similares tomar en cuenta el reemplazo de los separadores liquido-gas, por medidores de flujo multifasicos ya que estos son más económicos.
- Caracterizar el crudo y nafta (DCO), una vez perforados los pozos, para tenerlo como punto de partida para ejecución de proyectos similares en zonas cercanas.
- Realizar modelo de simulación donde este incorporado la bomba de cavidad progresiva y el diseño de superficie.

BIBLIOGRAFIA

- Aguirre E. (2009), “Facilidades de superficie en la industria petrolera”. Informe técnico. Caracas, Venezuela. Disponible en:
- API Specification 12J, (1989), “Specification for oil and gas separators.
- Barberii F. (1998), “El pozo ilustrado”. (4º Edición). Caracas, Venezuela: Editorial Fonciéd.
- Bailey A. (1984), “Aceite y grasas industriales”. España: Editorial Reverte, S.A.
- Curtis C. y KopperR. (2002), Yacimientos de Petróleo Pesado. OilfieldReview.
- Contreras M. (2004), “Evaluar y diagnosticar las condiciones de operación de la estación de la estación de tratamiento de crudo Bared-10 Distrito San Tome”. Informe de pasantía. Universidad Rafael Urdaneta, Maracaibo, Venezuela.
- Crane. (1989)Manual "Flujo de Fluidos en Valvula, Accesorios y Tuberias".Mcgraw – Hill.
- Fajardo F. (2007), “Diseño del oleoducto y el sistema de bombeo para el transporte de crudo-agua desde la estación de flujo las piedritas (EPTL-1) hasta la estación de descarga ORED-5. PDVSA Distrito San Tomé”. Tesis de grado, Departamento de Ingeniería Mecánica, UDO, Puerto La Cruz, Venezuela.
- García M. (2011), “Diseño a nivel conceptual de las facilidades de recolección de crudo y gas en las estaciones Araibel-51 y L-63 del campo la ceibita-araibel”.

Tesis de grado, Departamento de Ingeniería Química, UDO, 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”. Tesis de grado, Departamento de Ingeniería Química, UDO, Puerto la Cruz, Venezuela.
- Martínez A. (2004), La faja del Orinoco. Caracas: Editorial Galac.
- Malavé M. (2009), Actualización de evaluación de la capacidad y disponibilidad de las instalaciones existentes. Documento N° ICPPE-010-08- 09, Ingeniería Cardón S.A.
- Montaguth K. y Montilla M. (2011), “Desarrollo de ingeniería conceptual para la infraestructura de superficie de un campo costa afuera”. Trabajo especial de áreas de grado, Departamento de Ingeniería Química, UDO, Puerto la Cruz, Venezuela.
- McCabe W. y Smith J. (1981), “Operaciones Básicas de Ingeniería Química”. (4° Edición). España: Editorial Reverté S.A.
- Perry R. (1992), Manual del ingeniero químico. (6° Edición). Tomo II, México: Editorial Mc Graw Hill.
- PDVSA L-TP-1, (2005) “Preparación de Diagramas de Proceso” Manual de Diseño de Proceso. Venezuela
- PDVSA (1994), L-TP 1.5 “Cálculo hidráulico de tuberías” Manual de Diseño de Proceso. Venezuela

- PDVSA. (1983), “MDP-02-FF-05 Flujo bifásico liquido-vapor” Manual de Diseño de Proceso. Venezuela
- PDVSA. (1983), “MDP-03-s-03 Separadores liquido-vapor”. Manual de Diseño de Proceso. Venezuela
- PDVSA. (1999), “Estimación de costos”. Manual de Diseño de Proceso. Venezuela
- PDVSA (1983), 90616.1.0.24 “Dimensionamiento de tuberías de procesos”Manual de Diseño de Proceso. Venezuela
- Yépez R. (2009), “Elaboración de esquemas para el transporte de fluidos (crudo multifasico, crudo limpio y gas) en la faja petrolífera del Orinoco”. Tesis de grado, Departamento de Ingeniería Mecánica, UDO, Puerto la Cruz, Venezuela

METADATOS PARA TRABAJOS DEGRADO, TESIS Y ASCENSO:

TÍTULO	DESARROLLO DE LA INGENIERÍA CONCEPTUAL DE LAS FACILIDADES DE SUPERFICIES PARA LA PRODUCCIÓN DE CRUDO EN LAS MACOLLAS E2, E3, E4 y F2, UBICADAS EN EL BLOQUE JUNÍN 4 DE LA FAJA PETROLÍFERA DEL ORINOCO
SUBTÍTULO	

AUTOR(ES):

APELLIDOSYNOMBRES	CÓDIGOCULAC/ EMAIL
Rondón B., Elyan J	CVLAC: 18.901.503 EMAIL: elyan33@gmail.com

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

macolla, presión, crudo, flujo, extrapesado, petróleo

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÀREA	SUB ÀREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

Las facilidades de superficie para la producción de crudo de las macollas E2, E3, E4 y F2 contemplaron el diseño de las redes de distribución de diluyente, red de recolección de crudo diluido, cabezales de prueba y separadores de prueba del centro operativo Petrourica, ubicado en la faja petrolífera del Orinoco, específicamente en la estación Junín 4. Las macollas tienen la capacidad para manejar la producción máxima de 28 pozos. El flujo de crudo para las facilidades de superficies, fue seleccionado en función del mayor pozo productor por año, para cada pozo con un flujo de 1.048,24 bpd de crudo, 116,471 bpd de agua y 209.648 scfd de gas, y un flujo de producción por pozo para las macollas de 340,5 bpd de crudo, 85,125 bpd de agua y 161.737,5 scfd de gas, para ambos con una presión de 120 psig y una temperatura de 110 °F aproximadamente. Primeramente, se eligieron las bases y criterios de diseño para las facilidades de superficie, basado en los manuales de proceso de normas PDVSA, las normas API y la información suministrada por Petrourica. Se realizó la caracterización de las propiedades del crudo extraído y del diluyente, en el cual se observa que las densidades del crudo, gas y diluyente dieron: 61,51 lb/ft³; 0,3940 lb/ft³ y 48,67 lb/ft³ respectivamente. Además se realizó el diagrama de flujo de proceso regido por la norma PDVSA, el cual incluye las dimensiones del separador de prueba y el balance de masa y energía, el cual se realizó de acuerdo a la producción que se va a manejar en el proyecto. El balance de masa y energía se ejecutó con el uso del simulador de proceso Hysys 2006, en el cual se encontró un crudo pesado de 11,82°API y el diluyente (nafta) de 49,65 °API. Posteriormente se diseñaron las facilidades de superficie para la producción y recolección de crudo en las macollas, en el cual está contemplado la recolección de crudo diluido, red de distribución de diluyente, cabezal de producción, cabezal de prueba, y el diseño de dos separadores de prueba, obteniendo los siguientes valores de diámetros para las facilidades de superficie: el diámetro nominal de la tubería de distribución de diluyente 6 In, el diámetro nominal de la tubería de crudo diluido 4 in, el diámetro nominal de la tubería de cabezal de producción 10 in, diámetro nominal de la tubería de gas 4 in, con los diámetros obtenidos se realizaron evaluaciones hidráulicas. Se usó el simulador Pipephase 9.1 para las evaluaciones hidráulicas, suponiendo presiones y flujos de operación. Por último se realizó un estimado de costo de procura de los equipos necesarios para la producción de las mencionadas macollas fue realizado mediante el análisis de obras similares a este proyecto y cotizando en diferentes empresas, obteniendo que la implantación de la infraestructura genera una inversión de 6.713.029 Bs para la macolla E4 y F2, 6.068.422 para la macolla E3 y 3.916.807 para la macolla E2.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL/ CÓDIGO CVLAC/ E_MAIL				
Rondón, José	ROL	CA	AS _x	TU	JU
	CVLAC:	8.328.657			
	E_MAIL	rondonjj@gmail.com			
	E_MAIL				
León, Amílcar	ROL	CA	AS	TU _x	JU
	CVLAC:	17.360.031			
	E_MAIL	León.allocca.ar@gmail.com			
	E_MAIL				
Moreno, Luis	ROL	CA	AS	TU	JU _x
	CVLAC:	8.987.972			
	E_MAIL	luismorenog@cantv.net			
	E_MAIL				
Rodulfo, Arturo	ROL	CA	AS	TU	JU _x
	CVLAC:	8.300.709			
	E_MAIL	Rodulfo99@hotmail.com			
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

AÑO	MES	DÍA
2013	06	28

LENGUAJE.SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DEGRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO(S):

NOMBREDEARCHIVO	TIPOMIME
TESIS.desarrollo de la ingeniería conceptual de las facilidades de superficies para la producción de crudo.DOC	Aplication/ms word

CARACTERES EN LOS NOMBRES DELOSARCHIVOS: ABCDEFGHIJ KLMNOP
 QRSTUVWXYZ.a bc de fghi j kl mnopqrst uvwxyz.012
 3456789.

ALCANCE

ESPACIAL: _____(OPCIONAL)

TEMPORAL: _____(OPCIONAL)

TÍTULO OGRADOASOCIADOCONELTRABAJO:

INGENIERÍA QUÍMICA

NIVEL ASOCIADO CON ELTRABAJO:

PREGRADO

ÁREA DE ESTUDIO:

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

INSTITUCIÓN:

UNIVERSIDAD DE ORIENTE NÚCLEO ANZOÁTEGUI.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**DERECHOS**

De acuerdo al Artículo 41 de Reglamento de Trabajo de Grado:

“LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE LA EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE, Y SOLO PODRÁN SER UTILIZADOS PARA OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIEN DEBERÁ PARTICIPARLO PREVIAMENTE AL CONSEJO UNIVERSITARIO.”

Rondón Brito, Elyan José
AUTOR

Ing. José Rondón

ASESOR

Ing. Arturo Rodulfo (M.Sc)

JURADO

Ing. Luis Moreno

JURADO

Ing. Amílcar León

TUTOR

POR LA SUBCOMISION DE TESIS

Ing. Yraima Salas