

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



**EVALUACIÓN DE LOS EFECTOS PRODUCIDOS POR LAS VARIACIONES DE  
FLUJO DE ALIMENTACIÓN Y DEL CAMBIO DE PATRÓN DE DILUENTE SOBRE  
LOS PARÁMETROS OPERATIVOS Y DISEÑO DE LOS EQUIPOS DEL CENTRO  
OPERATIVO EXTRAPESADO BARE ESTE – CARIÑA (COXP)**

**Realizado por:**

**KARELYS ELIZABETH PINO MARTINEZ**

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

**INGENIERO QUÍMICO**

**Puerto La Cruz, Agosto de 2011**

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



**EVALUACIÓN DE LOS EFECTOS PRODUCIDOS POR LAS VARIACIONES DE  
FLUJO DE ALIMENTACIÓN Y DEL CAMBIO DE PATRÓN DE DILUENTE SOBRE  
LOS PARÁMETROS OPERATIVOS Y DISEÑO DE LOS EQUIPOS DEL CENTRO  
OPERATIVO EXTRAPESADO BARE ESTE – CARIÑA (COXP)**

**ASESORES**

---

Ing. Quím. Frank Parra  
**Asesor académico**

---

Ing. Quím. José Pérez  
**Asesor industrial**

**Puerto La Cruz, Agosto de 2011**

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



**EVALUACIÓN DE LOS EFECTOS PRODUCIDOS POR LAS VARIACIONES DE  
FLUJO DE ALIMENTACIÓN Y DEL CAMBIO DE PATRÓN DE DILUENTE SOBRE  
LOS PARÁMETROS OPERATIVOS Y DISEÑO DE LOS EQUIPOS DEL CENTRO  
OPERATIVO EXTRAPESADO BARE ESTE – CARIÑA (COXP)**

**JURADO**

---

Ing. Quím. Frank Parra  
**Asesor Académico**

---

Ing. Quím. Arturo Rodulfo M. Sc.  
**Jurado Principal**

---

Ing. Quím. Freddy Santamaría  
**Jurado Principal**

**Puerto La Cruz, Agosto de 2011**

## **RESOLUCION**

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

**“Los trabajos de grado son de la exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”.**

## DEDICATORIA

Dedico este fruto de mi esfuerzo a todas esas personas especiales que forman parte de mi vida:

**A dios todopoderoso**, por la fuerza que me ha dado en todo momento y darme las herramientas necesarias para seguir adelante y lograr esta meta tan importante.

**A mis Padres Elis de Pino y Agustín Pino**, por el apoyo y el amor que me han brindado en todo lo largo de mi carrera dándome la fortaleza necesaria para superar los obstáculos y seguir adelante los Amo.

**A mi abuela Isabel de Martinez**, por el apoyo y los consejos que me ha dado en la vida en los momentos más difíciles haciéndome saber que los triunfos que obtenga en la vida serán mi mejor herencia y orgullo para ella. Te Quiero Mucho.

**A mis hermanas Maritzabel y Elimar**, porque me han servido de ejemplo para culminar con éxito mi carrera **y a Marielis** porque esta tesis te sirva también de ejemplo y motivación para la realización de tu proyecto de grado culminando con éxito tu carrera recordando que los mejores logros requieren esfuerzo. Las Quiero Mucho.

**A mi sobrinita Isabella**, que llegaste a llenar de alegrías nuestras vidas, con tus travesuras y ternuras te quiero mucho mi niña bonita; Dios te bendiga.

**A mi novio Darvin Azócar**, por ser especial, por los consejos, por el apoyo y las fuerzas que me haz brindado en todo este tiempo y sobretudo el amor que sientes y me demuestra a cada momento, por eso te dedico esta tesis para que te sirva de ejemplo y motivación para lograr tus metas y cumplir tambien tu sueño con dedicación y esfuerzo. Te Amo Mi Amor.

**PARA USTEDES CON CARIÑO!!!**

## **AGRADECIMIENTOS**

Agradezco a mis Padres, Hermanas, Abuela, Tíos y demás Familia, por darme la estabilidad emocional, económica y sentimental; para poder llegar hasta este logro que definitivamente no hubiese logrado ser realidad sin ustedes.

Te agradezco a ti mi amor Darvin Azócar, por la ayuda y colaboración que me diste a lo largo de la realización de este proyecto.

A mis amigas Niurka y Karina, por las palabras, consejos y por la amistad incondicional que me han brindado hasta ahora, que aun por la distancia siempre estan ahí apoyandome. Las quiero mucho.

A mis amigas Ana, Leidy, Ana Karina y Jary que compartieron conmigo mi carrera universitaria que aunque esten o ya han culminado la carrera existe todavía la comunicación, el compartir y el cariño entre nosotras. Gracias amigas.

Al Ing. Gustavo Velásquez, por brindarme la ayuda y poder realizar mis pasantias de grado.

A mis tutores industrial y académico, el Ing. Jose Perez por haberme enseñado y ayudado en todo el trayecto de mis pasantias y al Ing. Frank Parra por la ayuda que me brindo y todos sus asesoramientos académicos.

Al Ing. Otman Arocha, por los consejos y la amistad que me brindaste a lo largo de mis pasantias, sobretodo por los asesoramientos que me distes relacionado con mi trabajo de grado.

Agradezco a toda la Gerencia de Proyectos mayores a cada uno de sus trabajadores que colaboraron conmigo y me hicieron sentir parte de ellos.

A todos aquellos profesores a quienes les debo gran parte de mis conocimientos, gracias por su paciencia, enseñanza y finalmente un eterno agradecimiento a esta prestigiosa universidad la cual abre sus puertas a jóvenes como nosotros, preparándonos para un futuro competitivo y formándonos como personas de bien.

Y a todas aquellas personas compañeros y amistades que de una u otra forma, colaboraron o participaron en el trayecto de mi carrera y en la realización de esta tesis que a pesar de que no los mencione, hago extensivo mi más sincero agradecimiento.

**Muchas Gracias a todos!!!**

## RESUMEN

Este proyecto se basó en la evaluación de los equipos y tuberías pertenecientes a los sistemas de separación, tratamiento y transferencia del Centro Operativo Extrapesado Bare Este-Cariña ante cambios en el flujo de alimentación a dicho centro, ya que se prevé que podría presentarse variaciones por posibles inconvenientes a la hora de producir el crudo de los pozos; ya sean de tipo eléctricos o mecánicos. Esto provoca problemas en las condiciones operacionales para las cuales están diseñados los equipos. Aunado a esto los volúmenes de diluyente de 22 °API han disminuido, por lo cual se hace necesario el uso de un fluido más liviano como la nafta para la dilución del crudo y facilitar su transporte a través de las tuberías. En este estudio se analizó el comportamiento del sistema en diferentes escenarios cuando se presentaban ambas situaciones por medio de ecuaciones matemáticas y simuladores de proceso como el Pro/II 8.2 y Pipephase 9.1, tomando en consideración las condiciones de diseño y de operación establecidas para cada equipo, encontrándose que al disminuir el flujo de alimentación desde un 40% la cantidad de bombas que se encuentran operando estaban por debajo de su capacidad, lo cual hizo necesario el uso de un menor número de bombas. De igual forma sucedió con los intercambiadores de calor crudo/crudo cuando se aumenta el calor que es intercambiado entre los fluidos. Al evaluar el nuevo patrón de diluyente se determinó que algunas líneas de flujo no cumplían con la norma PDVSA L-TP 1.5 “Cálculo hidráulico de tuberías”, por lo cual se propuso cambiar el diámetro de la tubería mejorando así la caída de presión y su velocidad. Esto con el propósito de mejorar el proceso y el buen funcionamiento de los equipos obteniendo un producto dentro de las especificaciones requeridas.

## TABLA DE CONTENIDO

RESOLUCION .....	IV
DEDICATORIA.....	V
AGRADECIMIENTOS .....	VI
RESUMEN .....	VII
TABLA DE CONTENIDO .....	VIII
INDICE DE FIGURA .....	XIII
INDICE DE TABLA.....	XIV
CAPÍTULO 1 .....	2
INTRODUCCIÓN .....	2
1.1 Descripción de la empresa.....	2
1.2 Planteamiento del problema .....	2
1.3 Objetivos .....	3
CAPÍTULO 2 .....	5
MARCO TEÓRICO .....	5
2.1 Antecedentes .....	5
2.2 Yacimiento.....	6
2.2.1 Factores que influyen en la producción.....	6
2.3 Sistemas de producción .....	6
2.4 Manejo de la producción .....	7
2.5 Múltiple de producción .....	7
2.6 Facilidad de producción .....	7
2.7 Estaciones de flujo .....	7
2.7.1 Funciones principales de las estaciones de flujo .....	7
2.8 Métodos de producción .....	8
2.8.1 Bombeo mecánico .....	8
2.8.2 Bombeo hidráulico .....	8
2.8.3 Bombeo de cavidad progresiva .....	8
2.8.4 Bombeo electrosumergible.....	8
2.8.5 Levantamiento artificial por gas.....	9
2.9 Diluentes .....	9

2.9.1 Inyección de diluyente.....	9
2.9.2 Importancia de la inyección de diluyente .....	9
2.9.3 Principales razones para el uso de diluyente en la producción, recolección y transporte de crudos extrapesados .....	10
2.9.4 Desventajas de usar diluyente .....	10
2.9.5 Factores para optimización de la inyección de diluyente.....	10
2.9.6 Métodos de inyección de diluyente a pozos .....	10
2.10 Flujo de fluidos en tuberías .....	11
2.10.1 Regimenes de flujo de fluidos en tuberías .....	11
2.10.2 Pérdidas por fricción en tuberías.....	12
2.10.3 Pérdidas menores .....	12
2.10.4 Pérdidas de presión debido a válvulas y accesorios .....	13
2.11 Estaciones de descarga .....	13
2.11.1 Áreas para el tratado del crudo en las estaciones de descarga .....	14
2.12 Separación de fluidos.....	14
2.12.1 Separadores de producción .....	14
2.12.2 Separadores gas-líquido .....	15
Está constituida por la parte inferior del separador que actúa como colector, posee control de nivel para manejar volúmenes de líquidos obtenidos durante la operación. (Medina, Quintero, 1998).....	15
2.13 Tanques de almacenamiento .....	16
2.13.1 Tanques atmosféricos .....	16
2.13.2 Tanques de techo fijo .....	16
2.13.3 Tanques de techo flotante .....	16
2.14 Bombas .....	16
2.14.1 Bombas de tornillo.....	17
2.15 Intercambiador de calor.....	17
2.15.1 Intercambiadores de tubo y coraza .....	17
2.16 Horno tipo cabina .....	17
2.17 Deshidratación de crudos .....	18
2.18 Desalación.....	20
2.18.1 Variables críticas de operación en el desalador .....	21

2.19 Lineamientos de límites operacionales de los equipos.....	21
2.20 Proceso general de separación crudo-agua-gas del Centro Operativo Extrapesado (COXP).....	22
2.20.1 Separación crudo-agua-gas .....	23
2.20.2 Sistema de calentamiento y deshidratación.....	23
2.20.3 Sistema de almacenamiento y transferencia de crudo .....	24
2.20.4 Planta de tratamiento de agua (PTAF).....	24
2.20.5 Centro de compresión y tratamiento de gas Bare (CCTGB).....	25
2.21 Simuladores de procesos.....	25
2.21.1 Simulador Pro/ II.....	25
2.21.2 Simulador Pipephase .....	25
CAPÍTULO 3 .....	26
DESARROLLO DEL PROYECTO .....	26
3.1 Análisis de los efectos producidos por las variaciones de flujo de alimentación a la planta sobre las condiciones de diseño, por medio de balances de masa y energía .....	26
3.1.1 Descripción de los casos planteados .....	26
3.1.2 Análisis del proceso para las variaciones del flujo de alimentación del caso base (100%) .....	27
3.1.2.1 Separador trifásico.....	27
3.1.2.2 Tanques de carga.....	30
3.1.2.3 Bombas de carga.....	33
3.1.2.4 Intercambiadores de calor de tubo y carcasa.....	34
3.1.2.5 Hornos tipo cabina.....	35
3.1.2.6 Deshidratadores electrostáticos .....	36
3.1.2.7 Desalador .....	38
3.1.2.8 Tanques de transferencia.....	39
3.1.2.9 Bombas de transferencia.....	40
3.1.2.10 Crudo enviado a Patio Tanques de Oficina (PTO).....	41
3.2 Determinación de las limitaciones operativas que se presentan en cuanto al diseño de las instalaciones del Centro Operativo Extrapesado para el manejo de un cambio de patrón de diluyente .....	41

3.3 Sugerencias de mejoras en el diseño de las instalaciones del Centro Operativo Extrapesado para el manejo de un cambio de patrón de diluyente.....	45
3.4 Estrategias de operación que mejoren las condiciones operativas establecidas en el diseño del Centro Operativo Extrapesado para el manejo de un cambio de patrón de diluyente y variaciones del caudal de alimentación a la planta .....	45
3.5 Muestra de cálculo .....	46
CAPÍTULO 4 .....	56
DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	56
4.1 Análisis de los efectos producidos por las variaciones de flujo de alimentación a la planta sobre las condiciones de diseño, por medio de balances de masa y energía .....	56
4.1.1 Análisis del proceso para cada uno de los escenarios planteados.....	56
4.1.1.1 Separador trifásico.....	56
4.1.1.2 Tanque de carga.....	59
4.1.1.3 Bombas de Carga.....	65
4.1.1.4 Intercambiadores de calor de tubo y coraza .....	71
4.1.1.5 Hornos tipo cabina.....	82
4.1.1.6 Deshidratador electrostático .....	87
4.1.1.7 Desalador .....	90
4.1.1.8 Evaluación hidráulica de las líneas de agua del proceso.....	94
4.1.1.9 Tanques de transferencia .....	96
4.1.1.10 Bombas de transferencia.....	100
4.1.1.11 Condiciones del crudo enviado a Patio Tanques de Oficina (PTO) obtenidas por el simulador Pro/ II.....	103
4.2 Determinación de las limitaciones operativas que se presentan en cuanto al diseño de las instalaciones del Centro Operativo Extrapesado para el manejo de un cambio de patrón de diluyente.....	103
4.2.1 Producción desde los pozos y la alimentación al Centro Operativo .....	103
4.2.2 Determinación de las limitaciones presentadas en los casos estudiados	104
4.2.2.1 Separador trifásico.....	104
4.2.2.2 Tanque de carga.....	108
4.2.2.3 Bombas de carga.....	109

4.2.2.3 Intercambiador de calor .....	111
4.2.2.4 Hornos tipo cabina.....	115
4.2.2.5 Deshidratadores electrostáticos .....	117
4.2.2.6 Desaladores.....	119
4.2.2.7 Evaluación hidráulica de las tuberías de agua del proceso .....	121
4.2.2.8 Tanques de transferencia .....	123
4.2.2.9 Bombas de transferencia.....	125
4.2.2.10 Condiciones del crudo enviado a Patio Tanques de Oficina obtenidas por el simulador Pro/ II.....	127
4.3 Sugerencias de mejoras en el diseño de las instalaciones del Centro Operativo Extrapesado para el manejo de un cambio de patrón de diluyente.....	127
4.4 Proponer estrategias de operación que mejoren las condiciones operativas establecidas en el diseño del Centro Operativo Extrapesado para el manejo de un cambio de patrón de diluyente y variaciones del caudal de alimentación a la planta .....	128
4.4.1 Cuando hay variaciones del flujo de alimentación .....	128
4.4.2 Para el manejo de cambio de patrón de diluyente.....	135
4.5 Conclusiones.....	137
4.6 Recomendaciones.....	138
BIBLIOGRAFIA .....	139

## INDICE DE FIGURA

Figura 3.1. Esquema de las corrientes de flujo del intercambiador de calor.....	35
Figura 3.2 Esquema del sistema de deshidratación y desalado del crudo. ....	37
Figura 4.1. Esquema de simulación de la línea de alimentación al separador trifásico. .....	58
Figura 4.2. Flujo volumétrico de gas enviado al sistema de recuperación de vapor (REVA). ....	61
Figura 4.3. Tendencia de la desviación de los niveles de operación del tanque de carga con respecto a los niveles de diseño. ....	62
Figura 4.4. Potencia de las bombas de cargas para cada escenario del flujo de alimentación. ....	66
Figura 4.5. Esquema de la simulación de las líneas de succión de las bombas de carga provenientes de los tanques de carga. ....	67
Figura 4.6. Esquema de la simulación de las líneas de descarga de las bombas de carga hacia los intercambiadores crudo-crudo (lado carcasa). ....	67
Figura 4.7. Esquema de la simulación de los intercambiadores crudo/crudo (lado carcasa) al intercambiador crudo/agua. ....	74
Figura 4.8. Esquema de la alimentación de los intercambiadores crudo/crudo (lado tubo) proveniente de los desaladores. ....	74
Figura 4.9. Calor intercambiado en los hornos para cada variación del flujo de alimentación. ....	83
Figura 4 .10. Esquema de la alimentación de los hornos proveniente del intercambiador crudo-agua. ....	84
Figura 4.11. Esquema de la alimentación de tanques de transferencia hacia las bombas de transferencia. ....	98
Figura 4.12. Salida de los separadores trifásicos hacia los tanques de carga. ....	107

## INDICE DE TABLA

Tabla 3.1. Especificaciones de operación suministradas a cada separador trifásico.	28
Tabla 3.2. Datos para el cálculo de las variables afectadas por el cambio de flujo en el separador trifásico.....	28
Tabla 3.3. Especificaciones de operación suministrados al tanque de carga. ....	31
Tabla 3.4. Flujo volumétrico de cada uno de los escenarios realizados, obtenidos del simulador de Pro/II. ....	31
Tabla 3.5. Especificaciones de operación suministradas a los intercambiadores de calor. ....	34
Tabla 3.6. Especificaciones de operación suministrados a los hornos y parámetros utilizados para determinar el consumo de gas combustible. ....	36
Tabla 3.7. Especificaciones de operación suministradas a los deshidratadores electrostáticos. ....	36
Tabla 3.8. Flujo volumétrico a la salida del deshidratador electrostático. ....	37
Tabla 3.9. Datos de operación suministrados a los desaladores. ....	38
Tabla 3.10. Flujos volumétricos bruto y de agua a la entrada del desalador. ....	38
Tabla 3.11. Especificaciones de operación suministrados a los tanques de transferencia. ....	40
Tabla 3.12. Flujo volumétrico a la entrada de los tanques de transferencia. ....	40
Tabla 3.13. Especificaciones de operación de las bombas reforzadoras y principales de transferencia. ....	41
Tabla 3.14. Datos para el cálculo del volumen del diluyente y de la relación crudo/diluyente.....	42
Tabla 3.15. Curva de destilación (TBP) para la corriente de crudo diluido del simulador Pro/ II.....	44
Tabla 4.1. Alimentación a los cuatros separadores trifásico del proceso obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.....	56
Tabla 4.2. Condiciones de operación de entrada de cada uno de los separadores trifásicos obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.....	57

Tabla 4.3. Resultados de las variables afectadas por el cambio de flujo mediante las ecuaciones presentadas para el separador trifásico. ....	58
Tabla 4.4. Tiempo de respuesta al operador para los separadores trifásicos.....	58
Tabla 4.5. Resultados de la línea de alimentación al separador trifásico para cada variación del flujo de alimentación. ....	59
Tabla 4.6. Condiciones de operación de la corriente de entrada al tanque de carga obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación. ....	60
Tabla 4.7. Requerimiento de venteo total hacia el sistema de disposición devapores para cada variación del flujo de alimentación. ....	60
Tabla 4.8. Resultados de los niveles de operación y el tiempo de respuesta al operador para los tanques de carga. ....	61
Tabla 4.9. Porcentaje de desviación de los niveles de operación del tanque de carga con respecto a los valores del diseño. ....	62
Tabla 4.10. Resultados de la línea de alimentación de los tanques de carga para cada variación del flujo de alimentación. ....	63
Tabla 4.11. Condiciones de operación de la alimentación a las bombas de carga obtenidas del simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación. ....	65
Tabla 4.12. Condiciones de operación de cada bomba de carga obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.....	66
Tabla 4.13. Resultados de la línea de alimentación de las bombas de carga para cada variación del flujo de alimentación. ....	68
Tabla 4.14. Resultados de las líneas descarga de las bombas de carga para cada variación del flujo de alimentación. ....	70
Tabla 4.15. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los intercambiadores crudo/crudo obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.....	72
Tabla 4.16. Condiciones de operación de los intercambiadores crudo/crudo obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.....	73
Tabla 4.17. Resultados hidráulicos de las líneas de tuberías de los intercambiadores de calor para cada variación del flujo de alimentación .....	75
Tabla 4.18. Condiciones de operación de los hornos obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación. ....	82

Tabla 4.19. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los hornos obtenidas por el simulador de Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.....	85
Tabla 4.20. Resultados de las líneas de tuberías de los hornos para cada variación del flujo de alimentación.....	86
Tabla 4.21. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los deshidratadores electrostáticos para cada variación del flujo de alimentación.....	87
Tabla 4.22. Condiciones de operación de los deshidratadores electrostáticos obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.....	88
Tabla 4.23. Contenido de sal total en el crudo y agua a la salida del deshidratador electrostático.....	88
Tabla 4.24. Porcentaje de desviación de la cantidad de sal total en el agua con respecto a los valores dados del caso base (100%).....	88
Tabla 4.25. Resultados de las líneas de tuberías de los deshidratadores electrostáticos para cada variación del flujo de alimentación.....	89
Tabla 4.26. Condiciones de operación de los desaladores obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.....	90
Tabla 4.27. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los desaladores obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.....	91
Tabla 4.28. Resultados de las variables afectadas por el cambio de flujo mediante las ecuaciones mostradas para los desaladores.....	92
Tabla 4.29. Porcentaje de desviación de las variables afectadas por el cambio de flujo con respecto a los valores dados del caso base (100%).....	92
Tabla 4.30. Resultados de las líneas de tuberías de los desaladores para cada variación del flujo de alimentación.....	93
Tabla 4.31. Líneas de tuberías de las corrientes de agua de proceso para cada variación del flujo de alimentación.....	94
Tabla 4.32. Condiciones de operación de los tanques de transferencia obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.....	97

Tabla 4.33. Condiciones de operación de la corriente de alimentación a los tanques de transferencia obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación. ....	97
Tabla 4.34. Niveles de operación y tiempo de respuesta al operador para los tanques de transferencia. ....	97
Tabla 4.35. Resultados de las líneas de tuberías de los tanques de transferencia para cada variación del flujo de alimentación. ....	99
Tabla 4.36. Condiciones de operación de la corriente de alimentación a las bombas reforzadoras de transferencia obtenidas del simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación. ....	100
Tabla 4.37. Condiciones de operación de las bombas reforzadoras de transferencias obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación. ....	101
Tabla 4.38. Condiciones de operación de la corriente de alimentación a las bombas principales de transferencias obtenidas del simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación. ....	101
Tabla 4.39. Condiciones de operación de las bombas principales de transferencias obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación. ....	102
Tabla 4.40. Porcentaje de desviación de las variables afectadas por el cambio de flujo con respecto a los valores dados del caso base (100%). ....	102
Tabla 4.41. Condiciones del crudo enviado a PTO para cada variación del flujo de alimentación. ....	103
Tabla 4.42. Producción desde los corredores Sur y Norte para cambio de patrón de diluyente. ....	103
Tabla 4.43. Flujos para el proceso del cambio de patrón de diluyente. ....	104
Tabla 4.44. Condiciones de operación de entrada y salida de los cuatros separadores trifásico del proceso para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	105
Tabla 4.45. Flujos de entrada y salida de cada uno de los separadores trifásicos obtenidos por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	106
Tabla 4.46. Líneas de flujo de la alimentación y salida de los separadores trifásicos para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	107

Tabla 4.47. Condiciones de operación de las corrientes de alimentación y salida del tanque de carga obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	108
Tabla 4.48. Requerimiento de venteo total hacia el sistema de disposición de vapores para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	108
Tabla 4.49. Líneas de flujo de la alimentación de los tanques de carga para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	109
Tabla 4.50. Condiciones de la alimentación a las bombas de carga obtenidas del simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	109
Tabla 4.51. Condiciones de operación de cada bomba de carga obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	110
Tabla 4.52. Resultados de la línea de alimentación de las bombas de carga para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	110
Tabla 4.53. Líneas de flujo de la descarga de las bombas de carga para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	111
Tabla 4.54. Condiciones de operación de los intercambiadores crudo/crudo obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	112
Tabla 4.55. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los Intercambiadores crudo/crudo obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	112
Tabla 4.56. Condiciones de operación de los intercambiadores crudo/agua obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	113
Tabla 4.57. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los intercambiadores crudo/agua para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	113
Tabla 4.58. Condiciones de operación de los intercambiadores agua/agua obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	114
Tabla 4.59. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los intercambiadores agua/agua para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	114
Tabla 4.60. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los hornos para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	115
Tabla 4.61. Condiciones de operación de los hornos obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	116

Tabla 4.62. Líneas de tuberías de los hornos para cada caso del cambio de patrón de diluyente.....	116
Tabla 4.63. Condiciones de operación de los deshidratadores electrostáticos obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	117
Tabla 4.64. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los deshidratadores electrostáticos para cada caso del cambio de patrón de diluyente. .	117
Tabla 4.65. Resultados de las líneas de tuberías de los deshidratadores electrostáticos para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	118
Tabla 4.66. Condiciones de operación de los desaladores obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	119
Tabla 4.67. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los desaladores para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	120
Tabla 4.68. Resultados del contenido de sal a la entrada y salida de los desaladores para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	120
Tabla 4.69. Líneas de tuberías de los desaladores para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	121
Tabla 4.70. Líneas de tuberías de las corrientes de agua de proceso para cada caso del cambio de patrón de diluyente.....	122
Tabla 4.71. Condiciones de operación de los tanques de transferencia obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	123
Tabla 4.72. Condiciones de operación de la alimentación a los tanques de transferencia obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.....	124
Tabla 4.73. Resultados de las líneas de tuberías de los tanques de transferencia para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	124
Tabla 4.74. Condiciones de operación de la alimentación a las bombas reforzadoras obtenidas del simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ..	125
Tabla 4.75. Condiciones de operación de las bombas reforzadoras obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.....	125

Tabla 4.76. Condiciones de operación de la alimentación a las bombas principales de transferencia obtenidas del simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.....	126
Tabla 4.77. Condiciones de operación de las bombas principales de transferencia obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	126
Tabla 4.78. Condiciones del crudo enviado a PTO para cada caso del cambio de patrón de diluyente. ....	127
Tabla. 4.79. Propuesta de operación de las bombas de carga para cada variación de flujo.....	129
Tabla. 4.80. Propuesta de operación de los intercambiadores crudo - crudo para cada variación de flujo. ....	130
Tabla. 4.81. Propuesta de operación de los hornos tipo cabina para cada variación de flujo.....	132
Tabla. 4.82. Propuesta de operación para las bombas de transferencia para cada variación de flujo. ....	133
Tabla. 4.83. Propuesta de operación de las bombas de carga cuando se opere con el nuevo patrón de diluyente. ....	135
Tabla. 4.84. Propuesta de operación para las bombas de transferencia cuando se opere con el nuevo patrón de diluyente.....	136

# CAPÍTULO 1 INTRODUCCIÓN

## 1.1 Descripción de la empresa

Petróleos de Venezuela S.A. (PDVSA) fue creada por decreto presidencial en el año 1975, encargándose de la exploración, producción, manufactura, transporte y mercadeo de los hidrocarburos, de manera eficiente, rentable, segura, transparente y comprometida con la protección ambiental, con el fin último de motorizar el desarrollo armónico del país, afianzar el uso soberano de los recursos, potenciar el a y propiciar una existencia digna y provechosa para el pueblo venezolano, propietario de la riqueza del subsuelo nacional y único dueño de esta empresa operadora.

Desde entonces el progreso, el fortalecimiento empresarial y la magnitud de las actividades de la corporación y sus filiales han sido sobresalientes y reconocidas por la comunidad petrolera mundial. Los resultados avalan los beneficios que para el país han significado las relaciones comerciales internacionales directas de PDVSA y sus filiales en los mercados de hidrocarburos del mundo. Hoy en día, PDVSA es una de las corporaciones productora de petróleo, gas y energía del mundo.

La gerencia de proyectos mayores se encuentra ubicada en el distrito San Tomé estado Anzoátegui. Esta gerencia es responsable de ejecutar proyectos de alta complejidad técnica, impacto operacional y elevado costo de inversión, con el objeto de proveer las instalaciones e infraestructura de superficie para las operaciones de producción de petróleo y gas en forma eficiente y confiable. Algunos de los objetivos de la gerencia de proyectos mayores son los siguientes:

- Consolidar una organización dinámica y flexible que disponga de personal con las competencias apropiadas para la eficiente ejecución de proyectos de alta complejidad técnica, impacto operacional y elevado costo de inversión.
- Asegurar la disponibilidad de la infraestructura requerida para apalancar la producción de petróleo y gas cumpliendo con la normativa legal vigente en materia de seguridad, higiene y ambiente.
- Garantizar la adecuada y oportuna definición, desarrollo e implantación de los proyectos mayores bajo los requerimientos en calidad, tiempo, costo y operabilidad, establecidos por el cliente y alineados con el Plan de Negocios de Exploración y Producción Faja del Orinoco.

- **Misión de la gerencia de proyectos mayores**

Ejecutar los proyectos de producción en todas sus fases de desarrollo, con el objeto de proveer las instalaciones e infraestructura de superficie en el área de producción en forma eficiente y confiable, bajo los estándares internacionales de calidad, a través del uso de tecnologías, mejores prácticas en Gerencia de Procesos y Proyectos de inversión y fomentando el desarrollo sustentable.

- **Visión de la gerencia de proyectos mayores**

Ser la organización líder en el desarrollo integral de los proyectos de instalaciones e infraestructuras de superficie en la División Faja, reconocida por su alto desempeño

tecnológico y gerencial, integrada al desarrollo óptimo de los hidrocarburos, alineada con los planes estratégicos de PDVSA en armonía con el medio ambiente, impulsada por su capital humano y orientada a apalancar el desarrollo sustentable.

## **1.2 Planteamiento del problema**

Venezuela posee inmensas reservas de crudos y su ubicación geográfica está en un área privilegiada por la cercanía de los mercados del Norte y Sudamérica. Actualmente el petróleo ocupa el primer lugar como fuente de energía en el mundo y es materia prima principal en la industria petroquímica.

La acumulación de crudos pesados y extrapesados se ubican principalmente en 281 cuencas distribuidas en todo el planeta, siendo la cuenca oriental de Venezuela, donde se encuentra la Faja del Orinoco, que ocupa el primer lugar, con 30% de recursos mundiales de este tipo de hidrocarburos, por lo cual se puede decir que la Faja Petrolífera del Orinoco, es la reserva de petróleo pesado y extrapesado más grande del mundo.

La Faja Petrolífera del Orinoco con una estimación de 235.000 millones de barriles de crudos pesados y extrapesados (reserva que está actualmente en certificación y cuantificación), comprende una extensión de 55.314 km<sup>2</sup> y un área de explotación de 11.593 km<sup>2</sup> con 700 km de longitud; tiene entre 35 y 100 km de ancho y está ubicada al sur de los estados Guárico, Anzoátegui y Monagas. Este gran reservorio petrolero fue dividido en cuatro grandes áreas, siendo éstas de Oeste a Este: Boyacá, Junín, Ayacucho y Carabobo; estas áreas están segmentada en 27 bloques de 18.220 km<sup>2</sup> para cuantificación de volúmenes (Boyacá 6, Junín 10, Ayacucho 7 y Carabobo 4).

Para manejar el incremento de producción de los campos Bare Este - Cariña del distrito San Tomé se contempla la construcción del Centro Operativo Extrapesado (COXP), ya que el mismo no cuenta con la infraestructura necesaria que permitan el manejo y el tratamiento de la producción de los pozos que lo conforman.

El Centro Operativo Extrapesado (COXP), será ubicado en los campos operacionales Bare (Área Este), en el bloque Ayacucho entre los Bloques Junín y Carabobo en el sector Nor-Oriental del Área de Hamaca en la Faja petrolífera del Orinoco perteneciente al distrito San Tomé; estará constituido por una importante planta de tratamiento de crudo extrapesado, en donde dicho crudo será pasado por distintos procesos para acondicionarlo y así darle características necesarias para elevar su valor comercial.

El centro operativo estará conformado por tres módulos de producción diseñados para manejar un volumen total de 555,6 Mbpd (mil barriles de petróleo diarios) de fluido, cada módulo estando constituido por dos trenes de tratamiento idénticos. Para el manejo del gas se contará con el centro de compresión y tratamiento gas Bare (CCTGB) con una capacidad total de manejo y procesamiento de 180 MMpcd (millones de pie cúbico estándar diarios), que tratará y comprimirá el gas proveniente de Bare, Cariña y Arecuna, para luego ser llevado al gasoducto COXP Anaco- Puerto

Ordaz. Adicionalmente, este Centro Operativo Extrapesado tendrá una planta de tratamiento de agua de formación (PTAF), cuya función será aplicarle el debido tratamiento a las aguas asociadas al crudo.

La capacidad de producción dependerá del crudo que viene de los pozos exploratorios-productores y se estima que podría presentar variaciones por posibles inconveniente a la hora de producir el crudo del pozo, ya sean eléctricos o mecánicos, etc., lo cual puede traer como consecuencia problemas operacionales en el centro operativo, debido a que pueden estar fuera de las condiciones de operación para los cuales están diseñados los equipos de la planta.

Aunado a esto, en la actualidad no existe suficiente capacidad para producir diluyente de 22° API, por lo cual PDVSA provee utilizar nafta como nuevo fluido para diluir el crudo destinado al Centro Operativo Extrapesado (COXP), cuya situación podría afectar tanto la cantidad de crudo de formación como el porcentaje de agua y gas ocasionando cambios en las condiciones de las unidades existentes.

Esto conduce a estudiar este tipo de situaciones con el propósito de conocer las condiciones de operación de las unidades que integrarán este centro operativo y la forma de cómo se comportará el nuevo patrón de diluyente cuando se produzcan cambios en la proporción crudo-diluyente. Además se determinaran las posibles limitaciones desde el punto de vista operacional, que presentaran las instalaciones del centro operativo.

En base a lo anterior la Gerencia de Proyectos Mayores PDVSA San Tomé propuso realizar la evaluación de los efectos producidos por las variaciones de alimentación y el cambio de patrón de diluyente sobre los parámetros de operación del Centro Operativo Extrapesado Bare Este – Cariña, que permita recomendar acciones para mejorar las condiciones operacionales garantizando el buen funcionamiento de los equipos y lograr así la correcta operación de la planta.

Cabe resaltar que este proyecto será de gran importancia para la empresa puesto que se conocerán las restricciones de capacidad operacional de los equipos, lo cual contribuirá a un mejor aprovechamiento de la eficiencia de los mismos.

La evaluación de la planta para cuando hay variaciones del flujo de alimentación y cambio de patrón de diluyente comprenderá todo el sistema de separación de crudo hasta las líneas de descarga hacia el centro de compresión y tratamiento gas Bare (CCTGB) y la de la planta de agua de formación (PTAF), el cual se realizará mediante los paquetes de simulación Pro/II 8.2 y Pipephase 9.1, para verificar las condiciones de operación de cada equipo o unidades cuando ocurren estas variaciones y obtener los balances de materia y energía del proceso.

### **1.3 Objetivos**

- **Objetivo general**

Evaluar los efectos producidos por las variaciones de flujo de alimentación y del cambio de patrón de diluyente sobre los parámetros operativos y diseño de los equipos del Centro Operativo Extrapesado Bare Este – Cariña (COXP).

- **Objetivos específicos**

1.- Analizar los efectos producidos en los equipos y tuberías por las variaciones de flujo de alimentación a la planta sobre las condiciones de diseño, por medio de balances de masa y energía.

2.- Determinar las limitaciones operativas que se presentan en cuanto al diseño de las instalaciones del Centro Operativo Extrapesado para el manejo de un cambio de patrón de diluyente.

3.- Sugerir mejoras en el diseño de las instalaciones del Centro Operativo Extrapesado para el manejo de un cambio de patrón de diluyente.

4.- Proponer estrategias de operación que mejoren las condiciones operativas establecidas en el diseño del Centro Operativo Extrapesado para el manejo de un cambio de patrón de diluyente y variaciones del caudal de alimentación a la planta.

## **CAPÍTULO 2**

### **MARCO TEÓRICO**

#### **2.1 Antecedentes**

Rojas (2010), evaluó termodinámicamente las facilidades centrales de procesamiento de fluidos de la empresa mixta Petrolera Sinovensa, sobre la base de las características originales de diseño y operación del sistema de tratamiento de crudo, con el fin de determinar la máxima capacidad de procesamiento de las instalaciones tanto de la estación de flujo como de la planta de deshidratación/desalación, lo cual involucra la revisión de las variables operacionales en función de flujos procesados y el empleo de modelos de simulación de las condiciones de operación actuales para la obtención de balances de materia y energía del proceso.

Galantón (2009), evaluó el proceso de deshidratación de crudo en el Centro Operativo Bare (COB), ubicado en El Tigre, estado Anzoátegui, a través de la simulación de la planta en varios escenarios; diseño, operación actual y escenario futuro, empleando el simulador de procesos Hysys, con el fin de determinar los cuellos de botella causantes de problemas operacionales. Señaló como propuesta la instalación de medidores de flujo al inicio del proceso, así como la ampliación de las capacidades de los separadores de entrada.

Jiménez (2006), evaluó el comportamiento operativo de los diferentes equipos de la planta de parafinas de la Refinería San Roque, mediante el programa Aspen Process Explorer enlazado a la sala de control permitiendo establecer los límites de operación segura de los equipos que garantizan la integridad mecánica de los mismos y el buen desarrollo de los mismos, señalando como solución cambiar ciertas bombas e intercambiadores debido a que estaban operando fuera de los límites establecidos ya que representan un riesgo para el proceso. Además reemplazar los instrumentos de medición de presión y temperatura para llevar un mejor control de las variables.

Macabis (2003), evaluó las condiciones de operación del sistema de distribución de diluyente del campo Melones para así identificar los factores que inciden en su eficiencia y proponer un plan de mejoras. Propuso ciertas modificaciones de infraestructura con la finalidad de estabilizar la presión del sistema y asegurar el suministro de diluyente a los pozos.

González (2001), evaluó las condiciones máximas y mínimas permisibles de operación de los equipos involucrados en el sistema de transporte de crudos comparándolos con las variables de operación actual, a través de una evaluación hidráulica del sistema con el fin de predecir las consecuencias de las desviaciones operacionales fuera de los límites de operación segura encontrando deficiencias e incumplimiento de leyes en ciertos equipos.

El estudio a realizar tiene en común con los antecedentes previamente mencionados, la evaluación en cuanto a los equipos desde el punto de vista operacional, además del diseño de instalaciones para mejorar el proceso y la eficiencia de dichos equipos.

## **2.2 Yacimiento**

La acumulación de hidrocarburos en el interior de la tierra que se forma cuando las rocas en el subsuelo presentan condiciones adecuadas de forma y compactación para que estos compuestos químicos queden atrapados se denomina yacimiento. Normalmente contiene tres fluidos (aceite, gas y agua) que se separan en secciones distintas debido a sus gravedades variantes. Inicialmente para ubicar estos fluidos se perfora un pozo exploratorio; si este es exitoso, se perforan pozos de avanzada para determinar su tamaño y por ultimo, se perforan pozos de desarrollo cuyo número depende del esquema recomendado para dicho yacimiento. (González 2008).

Durante la vida productiva los pozos requieren de mantenimiento, estimulación y reacondicionamiento. Generalmente, el mantenimiento de los pozos de flujo natural redundan en hacer inspecciones programadas para verificar que el cabezal y sus aditamentos (manómetros, válvulas, flujoductos y estranguladores) estén en buen estado, para evitar fugas y desperfectos indeseables. Los programas de limpieza y reacondicionamiento en los campos petroleros son partes importantes del esfuerzo de cada día para mantener la producción de hidrocarburos a los niveles deseados. (Medina, Quintero 1998).

### **2.2.1 Factores que influyen en la producción**

Entre estos factores se destacan:

- **Arenamiento**

Las acumulaciones de arena y sedimento en el fondo del pozo, pueden ser de tal magnitud que disminuye drásticamente la producción del pozo.

- **Acumulación de parafina**

Los crudos parafínicos tienen algo de asfalto, por eso se catalogan como base mixta, siendo la temperatura un factor importante que afecta el comportamiento de la viscosidad del crudo, desde el yacimiento hasta la superficie. A medida que el crudo fluye del yacimiento al pozo y hasta la superficie, disminuye la temperatura y se hace el crudo más viscoso, especialmente si el crudo es pesado o extrapesado. La disminución de temperatura o enfriamiento causa el desprendimiento de partículas de parafina. Esta cera o parafina que no arrastra el flujo tiende a obstruir los canales de flujo en la periferia del estrato productor alrededor de la pared del hoyo, reduciendo así la productividad del pozo. (Medina, Quintero 1998).

## **2.3 Sistemas de producción**

Son un conjunto de instalaciones cuyo objetivo consiste en el manejo de la mezcla de gas-petróleo desde que se extrae del yacimiento hasta que se realizan las operaciones de comercialización del petróleo y del gas.

La producción de petróleo, para que cumpla con los requisitos para la venta, debe satisfacer las especificaciones de comercialización, refinación y almacenamiento, motivo por el cual la separación de los tres fluidos principales que se obtienen del

pozo (petróleo, gas y agua) debe realizarse de manera optima. (Medina, Quintero 1998).

#### **2.4 Manejo de la producción**

Del cabezal de cada pozo arranca la tubería de flujo que tendida sobre el suelo, llega a una determinada estación de recolección, diseñada para recibir la producción de cierto número de pozos. El número de tuberías de flujo (flujoducto) que tiene cada cabezal depende de la terminación del pozo: sencilla, doble o triple. El diámetro de cada flujoducto corresponde al máximo volumen de producción que se piensa manejar, así como también de las características del crudo, especialmente la viscosidad y la presión del flujo natural en el cabezal. En el caso de pozos que producen por bombeo mediante varillas de succión, la presión en el cabezal es casi nula pero la viscosidad del crudo es factor de consideración especial para seleccionar el diámetro del flujoducto si el crudo es muy pesado o extrapesado. (Medina, Quintero 1998).

#### **2.5 Múltiple de producción**

En la estación de flujo y de recolección, el múltiple de producción representa un sistema de recibo al cual llega el flujoducto de cada uno de los pozos productores asignados a esa estación. El múltiple facilita el manejo de la producción total de los pozos que ha de pasar por los separadores como también el aislamiento de pozos para pruebas individuales de producción. Por medio de las interconexiones del sistema y la disposición apropiada de válvulas, se facilita la distribución, el manejo y el control del flujo de los pozos. (Medina, Quintero 1998).

#### **2.6 Facilidad de producción**

Es un conjunto de equipos que consisten en separar el producto del pozo en tres componentes típicamente llamados fases, las cuales son conocidas como aceite, gas y agua, y convierte estas fases en productos comerciales o dispone de estas de una manera en que no perjudique al medio ambiente. Las principales variables de operación a controlar dentro de la facilidad de producción son: presión, nivel, temperatura y flujo. Es importante que estas variables estén controladas en los puntos que el diseñador y el operador consideren convenientes para asegurar el estado óptimo de la planta en general. (PDVSA, 1985).

#### **2.7 Estaciones de flujo**

Se basan en un conjunto de equipos que se interrelacionan para recibir, separar, almacenar temporalmente y bombear los fluidos provenientes de los pozos. (PDVSA, 1985).

##### **2.7.1 Funciones principales de las estaciones de flujo**

Las funciones principales de las estaciones de flujo son las siguientes:

- Recopilar la producción de diferentes pozos de un área determinada.
- Separar la fase líquida de la gaseosa del fluido multifásico proveniente de los pozos productores.
- Medir la producción de fluido de cada pozo.
- Almacenar temporalmente el crudo y luego ser bombeado a las estaciones de descarga, para separar el crudo del agua. (PDVSA, 1985).

## **2.8 Métodos de producción**

Para pozos que desde el mismo comienzo de su vida productiva no puedan fluir por flujo natural, se recurre entonces a la terminación por bombeo mecánico, bombeo hidráulico, levantamiento artificial por gas o bombeo mecánico asociado con inyección de vapor, según las características del yacimiento a intervalos seleccionados para producir. (PDVSA, 1985).

### **2.8.1 Bombeo mecánico**

El yacimiento que ha de producir por bombeo mecánico tiene cierta presión, suficiente para que el petróleo alcance un cierto nivel en el pozo. Por tanto, el bombeo mecánico no es más que un procedimiento de succión y transferencia casi continua del petróleo hasta la superficie. (PDVSA, 1985).

### **2.8.2 Bombeo hidráulico**

En este tipo de mecanismo de extracción del petróleo del fondo del pozo, se usa como medio impulsor del petróleo un fluido que se bombea por la tubería de educación. El petróleo producido y el fluido impulsor suben a la superficie por el espacio anular. La mezcla pasa por un separador o desgasificador y luego a un tanque de donde el petróleo producido pasa al almacenamiento y suficiente impulsor permanece en el tanque para ser succionado por la bomba y ser bombeado otra vez al pozo. (PDVSA, 1985).

### **2.8.3 Bombeo de cavidad progresiva**

El fluido del pozo es elevado por la acción de un elemento rotativo de geometría helicoidal (rotor) dentro de un alojamiento semielástico de igual geometría (estator) que permanece estático. El efecto resultante de la rotación del rotor es el desplazamiento hacia arriba de los fluidos que llenan las cavidades formadas entre rotor y estator. (PDVSA, 1985).

### **2.8.4 Bombeo electrosumergible**

Con este método se puede bombear grandes volúmenes de fluidos. Consiste de una bomba de varias paletas montadas axialmente en un eje vertical unido a un motor eléctrico. (PDVSA, 1985).

### **2.8.5 Levantamiento artificial por gas**

El levantamiento artificial por gas, del tipo intermitente y continuo, se usa desde hace mucho tiempo. Mayor ventaja ofrece el tipo de inyección continua para hacer producir pozos que mantengan una razonable presión de fondo que sostenga un índice de productividad de líquidos no menor de 0,23 m<sup>3</sup>/día (1,45 bbl/día). (PDVSA, 1985).

### **2.9 Diluentes**

Es un agente de dilución de concentración y se utilizan para facilitar el movimiento de fluidos muy viscosos, disminuyendo los costos de transporte.

En el caso de la inyección de diluyente para la producción de petróleo extrapesado, es necesario optimizar los caudales de inyección, ya que generalmente el diluyente es un crudo caro, que no debe desperdiciarse. Si se inyecta en demasía, se aumenta el costo del crudo producido, y si el caudal es insuficiente, disminuye la capacidad de producción del crudo. El volumen inyectado debe ser mantenido en los valores óptimos para cada pozo.

#### **2.9.1 Inyección de diluyente**

La inyección de diluyente puede realizarse en fondo o en superficie. A su vez, la inyección en fondo puede hacerse a la succión o a la descarga de la bomba. La ventaja de hacerlo a la succión es que la viscosidad de los fluidos a la entrada disminuye, lo cual propicia un mayor llenado de la cavidad, aumentando la eficiencia volumétrica. Por otro lado, en este caso la bomba maneja no solo los fluidos de yacimiento, sino también el caudal de diluyente, lo cual disminuye la eficiencia global del sistema.

En el caso de la inyección en fondo a la descarga de la bomba, parecería lógico pensar que la bomba está mas protegida pues no maneja el diluyente, sin embargo, en caso de fallas eléctricas, el diluyente se desvía hacia abajo, inundando la bomba y produciendo su falla casi inmediata. Para evitar esto se coloca una válvula check de bola y asiento (válvula fija) a la entrada de la bomba. Esta práctica ha traído problemas, pues dificulta el espaciado, ya que el fluido atrapado entre el sello rotor-estator y la válvula fija, impide que el rotor llegue a tocar el pin de paro, dejando gran parte del rotor fuera del estator, lo cual puede producir la rotura del rotor por fatiga debido a vibraciones excesivas o el desgarramiento del estator, ya que el número de etapas efectivas y la capacidad de levantamiento o cabeza de la bomba, se ven reducidas.

#### **2.9.2 Importancia de la inyección de diluyente**

La inyección de diluyente es importante por los siguientes motivos:

- Reduce el consumo de energía eléctrica.
- Mejora el desplazamiento de fluidez en la línea de producción.

### **2.9.3 Principales razones para el uso de diluyente en la producción, recolección y transporte de crudos extrapesados**

Una de las principales razones para usar diluyente, es obtener una mezcla con una viscosidad que permita su bombeo desde la formación (yacimiento) hasta la superficie y que también pueda bombearse a través de líneas de superficie, equipos de tratamiento y oleoductos.

Para el uso de un diluyente se puede señalar lo siguiente:

- Una disminución en la viscosidad de un crudo que se va a deshidratar permite incrementar el grado de efectividad de ese proceso.
- La reducción de viscosidad también facilita el paso del fluido a través de: válvulas, equipos de medición y otros equipos.

### **2.9.4 Desventajas de usar diluyente**

Las desventajas que se presentan al usar diluyente son:

- Generalmente tanto los diluyente como su transporte y almacenamiento son costosos.
- Es necesario contar con fuentes seguras de abastecimiento del diluyente y en las cantidades requeridas.
- Es fundamental contar con un sistema de inyección de diluyente que posea bombas, líneas, múltiples, equipos de medición y control y otros. Esto resulta en un gasto inicial y de mantenimiento apreciable.

### **2.9.5 Factores para optimización de la inyección de diluyente**

Para poder determinar el volumen óptimo a inyectar a un pozo petrolero de crudo pesado se requieren algunas de las informaciones siguientes:

- Tasa de producción del pozo =  $Q_p$
- Gravedad API ( $^{\circ}$ API) del crudo producido por el pozo =  $G_p$
- Volumen ( $V_d$ ) y gravedad API ( $G_d$ ) del crudo liviano o mediano disponible y suficiente a usar como diluyente.
- Factibilidad de trasladar el diluyente hasta el pozo, bien para inyectarlo al mismo a través de un capilar insertado hasta la formación productora o bien para mezclarlo una vez producido en la línea de flujo del pozo.
- Gravedad de mezcla ( $G_m$ ) requerida en el campo por el terminal de embarque, a fin de que en éste se pueda lograr la mezcla comercial deseada por los clientes.

### **2.9.6 Métodos de inyección de diluyente a pozos**

Existen diversos métodos de inyección de diluyente; el diluyente puede ser inyectado en el fondo del pozo a través de la tubería de producción (completación niple perforado y empaadura) en bombeo mecánico y puede ser inyectado directamente a la línea de flujo para completaciones punta libre en bombeo mecánico y para completaciones BCP (bombeo de cavidad progresiva).

- **Con empacadura**

El diluyente se inyecta por la tubería de producción, mezclándose con el fluido producido prácticamente en la descarga de la bomba, a través de un niple perforado o zapata mezcladora. De esta forma, la mezcla o crudo mejorado pasa por el niple perforado hacia el revestidor de producción ascendiendo hasta el cabezal del pozo y continuando su recorrido a través de la línea de flujo hasta las estaciones.

En resumen una vez que el diluyente entra a los múltiples de distribución de diluyente existentes en las estaciones, se inyecta a los pozos respectivamente; en dichos múltiples existen varias válvulas de choque ajustables las cuales regulan el volumen de flujo de diluyente y posteriormente se distribuye a los pozos por medio de líneas de 2" y 3" de diámetro.

Una vez que el diluyente entra a los múltiples de distribución de diluyente, es inyectado a los pozos. El volumen de diluyente que se inyecta al pozo se mide a través de contadores individuales que poseen cada uno de ellos y el caudal es regulado por válvulas de choque que se encuentran ubicadas en la misma línea de diluyente a unos 20 metros del pozo. Estos reciben el diluyente fuera de completación, es decir en la línea de producción.

Las presiones de diluyente en la inyección deben ser mayores que en la línea de producción en el caso del bombeo por cavidad progresiva (BCP) y mayor que la presión de cabezal para los pozos de bombeo mecánico (BM), para garantizar que el diluyente entre al pozo; esta presión es igual que en el bombeo mecánico y no debe sobrepasar cierto límite, ya que una presión muy alta y un gran volumen de flujo, no permitirían la salida del crudo de formación.

- **Sin empacadura**

El diluyente se inyecta al pozo en la superficie, directamente en la línea de flujo ocurriendo la mezcla en este punto y facilitando el recorrido de fluido extraído a través de la tubería hasta la estación recolectora.

## **2.10 Flujo de fluidos en tuberías**

Para transportar el fluido desde un lugar hacia otro se utilizan tuberías y redes de tuberías. En las tuberías, el fluido se encuentra con diferentes agentes que son causantes de cambios de patrón de flujo. El fluido, al ponerse en contacto con las paredes internas de las tuberías y con distintos accesorios de la misma, pierde energía cinética; es importante conocer esta pérdida para poder predecir el comportamiento del fluido en su recorrido, así como las condiciones de operación. (Jiménez, 2006).

### **2.10.1 Regímenes de flujo de fluidos en tuberías**

Existen dos tipos diferentes de flujo de fluidos en tuberías, siendo la velocidad crítica el factor determinante para reconocer cada régimen de flujo. La velocidad crítica es aquella en la cual a medida que el caudal se incrementa en el flujo laminar las

láminas, que se mueven en línea recta, comienzan a ondularse y se rompen en forma brusca y difusa.

El tipo de flujo que existe a velocidades más bajas que la crítica se conoce como régimen laminar, régimen que se caracteriza por el deslizamiento de capas cilíndricas concéntricas una sobre otra de manera ordenada. La velocidad del fluido es máxima en el eje de la tubería y disminuye rápidamente hasta anularse en la pared de la tubería.

A velocidades mayores de la crítica el régimen es turbulento. En el régimen turbulento hay un movimiento irregular e indeterminado de las partículas del fluido en direcciones transversales a la dirección principal del flujo; la distribución de velocidades en el régimen turbulento es más uniforme a través del diámetro de la tubería que en el régimen laminar. (Jiménez, 2006).

### **2.10.2 Pérdidas por fricción en tuberías**

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 la turbulencia que ocurre a lo largo de la pared de la tubería, por la rugosidad de ésta. Las pérdidas de presión en un sistema de tuberías se deben a varias características del sistema, que pueden clasificarse como sigue:

- Rozamiento en las paredes de la tubería, que es función de la rugosidad de la superficie interior de la misma, del diámetro interior de la tubería y de la velocidad, densidad y viscosidad del fluido.
- Cambios de dirección del flujo.
- Obstrucciones en el paso del flujo.
- Cambios repentinos y graduales en la superficie y contorno del paso del flujo. (Jiménez, 2006).

### **2.10.3 Pérdidas menores**

Las pérdidas menores son aquellas producidas por los accesorios que necesariamente deben ser colocados en las tuberías para que estos puedan realizar funciones específicas como:

- Desviaciones en 45° y 90°.
- Corte de flujo.
- Relaciones de presión y flujo.

Dentro de este grupo también se incluyen las pérdidas por ensanchamiento y/o reducción brusca del área seccional transversal de flujo. Las pérdidas de carga que producen los accesorios pueden ser calculados por los métodos de longitud equivalente y el de las pérdidas locales.

El método de la longitud equivalente consiste en transformar las pérdidas que produce un accesorio, en su equivalente en longitud de tubería, de tal forma que una válvula de compuerta, por ejemplo, producirá las mismas pérdidas que un tramo

determinado de tubería (de longitud equivalente) con el mismo diámetro. Para obtener la caída de presión total de una tubería, se determinan las longitudes a las que equivalen los accesorios y se les suma la longitud real de la tubería. Con este resultado se aplica la ecuación correspondiente según el tipo de fluido, utilizando la longitud real más la longitud equivalente. (Jiménez, 2006).

#### **2.10.4 Pérdidas de presión debido a válvulas y accesorios**

Las válvulas se clasifican, según la resistencia que ofrecen al flujo, en las que presentan un paso directo del flujo, como las válvulas de compuerta, bola, macho, y de mariposa perteneciente al grupo de baja resistencia; y las que tienen un cambio de dirección de flujo como las válvulas de globo y angulares, están en el grupo de alta resistencia. Los accesorios o acoplamientos para conexión se clasifican en: derivación, reducción, ampliación y desviación. Los accesorios como cruces, codos con salida lateral, etc., pueden agruparse como accesorios de derivación. Los conectores de reducción y ampliación son aquellos que cambian la superficie transversal de paso del fluido. En esta clase están las reducciones. Los accesorios de desvío, curvas, codos, curvas en U, etc., son los que cambian la dirección del flujo.

Cuando un fluido se desplaza uniformemente por una tubería recta, larga y de diámetro constante, la configuración del flujo indicada por la distribución de la velocidad sobre el diámetro de la tubería adopta una forma característica. Cualquier obstáculo en la tubería cambia la dirección de la corriente en forma total o parcial, altera la configuración característica de flujo y ocasiona turbulencia, causando una pérdida de energía mayor de la que normalmente se produce en un flujo por una tubería recta. Ya que las válvulas y accesorios en la línea de tubería alteran la configuración de flujo y producen una pérdida de presión adicional.

La pérdida de presión total producida por una válvula o accesorio consiste en:

- La pérdida de presión dentro de la válvula.
- La pérdida de presión en la tubería de entrada es mayor de la que se produce normalmente si no existe una válvula en la línea. Este efecto es pequeño.
- La pérdida de presión en la tubería de salida es superior a la que se produce normalmente si no hubiera válvula en la línea. Este efecto puede ser muy grande.

Desde el punto de vista experimental es difícil medir las tres caídas por separado. Sin embargo su efecto combinado es la cantidad deseada que puede medirse exactamente con métodos bien conocidos. (Jiménez, 2006).

#### **2.11 Estaciones de descarga**

La estación de descarga es donde el petróleo es medido antes de bombearse a patio tanques, estas estaciones reciben el crudo de las estaciones de flujo y de pozos individuales, y luego el crudo es tratado para enviarse al patio de almacenamiento.

### **2.11.1 Áreas para el tratado del crudo en las estaciones de descarga**

- **Área de separación**

Su función es separar el crudo del gas contenido en el fluido.

- **Área de calentamiento**

Consta de calentadores u hornos y su función es calentar el crudo para separarlo del agua.

- **Área de deshidratación**

Consta de tanques de lavado con distintas capacidades, para separar el crudo del agua.

- **Área de almacenamiento**

Posee tanques y su función es almacenar el crudo, listo para su transferencia a los patios tanques.

### **2.12 Separación de fluidos**

La estación de flujo y recolección de la producción de los pozos la componen un grupo de instalaciones que facilitan el recibo, la separación, medición, tratamiento, almacenamiento y despacho del petróleo. El flujo del pozo consiste preponderantemente de petróleo, al cual está asociado un cierto volumen de gas: relación gas-petróleo (RGP), que se mide en m<sup>3</sup> de gas por m<sup>3</sup> de petróleo producido o en pies cúbicos de gas por barril de petróleo producido, a condiciones estipuladas en la superficie. Además, el flujo de petróleo y gas puede mostrar la presencia de agua y de sedimentos procedentes del yacimiento productor.

#### **2.12.1 Separadores de producción**

Es muy importante la separación del petróleo del gas, del agua y de los sedimentos que lo acompañan desde el yacimiento. Para realizar la separación del gas del petróleo se emplean separadores del tipo vertical y horizontal, cuya capacidad para manejar ciertos volúmenes diarios de crudo y de gas, a determinadas presiones y etapas de separación, varía de acuerdo a las especificaciones de manufactura y funcionamiento requeridos. Los separadores se fabrican de acero, cuyas características corresponden a las normas establecidas para funcionar en etapas específicas de alta, mediana o baja presión. (Medina, Quintero, 1998).

En la separación de gas y petróleo es muy importante considerar la expansión que se produce cuando el gas se desprende del petróleo y la función que desempeña la presión.

En el interior del separador, a través de diseños apropiados, debe procurarse el mayor despojo de petróleo del gas, de manera que el gas salga lo más limpio posible y se logre la mayor cantidad posible de petróleo. Esta etapa está regulada por factores tales como la presión de flujo en el cabezal del pozo, la presión con que llega a la estación, la relación gas-petróleo, la temperatura y el tipo de crudo. La última etapa de separación ocurre en los tanques de almacenamiento, donde todavía se desprende gas del petróleo, a una presión levemente mayor o igual a la atmosférica.

Además de un proceso tecnológico, la separación envuelve procurar la mayor obtención de crudo que, por ende, significa la mayor extracción de petróleo del yacimiento y el consiguiente aumento de ingresos. Cuando la producción está acompañada de cierta cantidad de agua, que además tanto ésta como el petróleo pueden contener elementos corrosivos, entonces la separación involucra otros tipos adicionales de tratamiento como el calentamiento, aplicación de anticorrosivos, demulsificadores, lavado y desalación del crudo, tanques especiales para asentamiento de los elementos nocivos al crudo y al gas y otros procesos que finalmente acondicionen el crudo y el gas producidos para satisfacer las especificaciones requeridas para la entrega y venta a los clientes.

Los separadores se clasifican en dos tipos de acuerdo al número de fases que pueden manejar:

- **Dos fases o bifásico**

Es usado cuando el fluido no contiene mucha agua, donde solo separa el gas y el líquido

- **Tres fases o trifásico**

Se usa cuando existe una considerable cantidad de agua libre, por lo que es necesario separar los líquidos con una lamina deflectora y tener dos salidas de líquido con sus respectivos controles.

### **2.12.2 Separadores gas-líquido**

Los separadores horizontales o verticales sirven para separar el gas asociado al crudo que proviene desde los pozos de producción. El procedimiento consiste en que la mezcla de fluidos entrante choca con las placas de impacto o baffles desviadores a fin de promover la separación gas-líquido mediante la reducción de velocidad y diferencia de densidad. El número de separadores varía en función del volumen de producción de gas y petróleo en las estaciones.

Se identifican cuatro secciones de separación:

- **Separación primaria**

Comprende la entrada de la mezcla crudo-agua-gas.

- **Separación secundaria**

Está representada por la etapa de separación máxima de líquido por efecto de gravedad.

- **Extracción de neblina**

Consiste en la separación de las gotas de líquido que aún contiene el gas.

- **Acumulación de líquido**

**Está constituida por la parte inferior del separador que actúa como colector, posee control de nivel para manejar volúmenes de líquidos obtenidos durante la operación. (Medina, Quintero, 1998).**

## **2.13 Tanques de almacenamiento**

Son recipientes que se utilizan para almacenar productos generalmente líquidos. Los tanques forman parte de distintas operaciones de la industria petrolera como: producción, tratamiento, transporte, refinación, distribución, servicios y también son útiles para contabilizar el producto. (Marfisi y Salager 2004).

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

- **Tanques cilíndricos horizontales**

Generalmente son de volúmenes relativamente bajos, debido a que presentan problemas por fallas de corte y flexión. Por lo general, se usan para almacenar volúmenes pequeños.

- **Tanques cilíndricos verticales de fondo plano**

Permiten almacenar grandes cantidades volumétricas con un costo bajo, con la limitante que solo se pueden usar a presión atmosférica ó presiones internas relativamente pequeñas. (Marfisi y Salager 2004).

### **2.13.1 Tanques atmosféricos**

Son principalmente usados por almacenes cercanos a la presión atmosférica. Pueden ser de techo flotante, techo mixto o mixto a la vez, según los requerimientos del producto que se desea almacenar. (Macabis 2003).

### **2.13.2 Tanques de techo fijo**

Son tanques que tienen como techo una cubierta metálica, puede ser cónica o domo geodésico, empleándose para almacenar productos no volátiles como el agua. Esto es debido a que en este tipo de tanques hay un espacio entre la superficie del líquido y el techo del tanque que facilita la evaporación del líquido, lo cual sería altamente peligroso si esos vapores fueran de un líquido inflamable y volátil. Estos techos fijos pueden ser auto soportados, o soportados por columnas. (Macabis 2003).

### **2.13.3 Tanques de techo flotante**

Los tanques atmosféricos de techo flotante son más costosos y complicados de construir. Su construcción se justifica, cuando se van a almacenar productos con un alto punto de inflamación y se desean reducir las pérdidas por evaporación. El sistema de techo flotante es sobre todo utilizado para el almacenamiento de combustibles de alto punto de destilación como la gasolina y combustibles en general. (Macabis 2003).

## **2.14 Bombas**

Una bomba es una turbo máquina generadora de energía. La bomba se usa para transformar la energía mecánica en energía hidráulica. El funcionamiento en si de la bomba será el de un convertidor de energía, o sea, transformar la energía mecánica en energía cinética, generando presión y velocidad en el fluido.

### **2.14.1 Bombas de tornillo**

Es un tipo de bomba hidráulica considerada de desplazamiento positivo que tienen la ventaja de mayor tolerancia a la presencia de sólidos, menor sensibilidad a condiciones de succión de flujo mixto y causan menos esfuerzo cortante sobre el líquido, lo cual es una ventaja con líquidos sensibles a esfuerzo cortante. Las bombas de tornillo ofrecen un flujo más pausado, menor mantenimiento y menor costo que las bombas reciprocantes de capacidad comparable. Sin embargo, tienen menor eficiencia y un límite más bajo de presión diferencial que las bombas reciprocantes.

### **2.15 Intercambiador de calor**

Es cualquier dispositivo utilizado para transferir calor de un líquido procesado a otro. En un tipo de intercambiador, los hidrocarburos procesados circulan a través de tubos rodeados por aire o agua fría, de forma similar al radiador de un automóvil.

Los intercambiadores de calor son equipos diseñados para transferir el calor entre dos fluidos a diferentes temperaturas. Son unidades comúnmente utilizadas en los procesos industriales. Su importancia radica en que son "ahorradores de energía", ya que gracias a la transferencia de calor que lleva a cabo, se pueden calentar o enfriar fluidos utilizando sus gradientes térmicos, evitando o disminuyendo la utilización de sistemas de refrigeración o calentamiento. (PDVSA 1983).

#### **2.15.1 Intercambiadores de tubo y coraza**

Los intercambiadores de tubos y coraza, son el tipo de intercambiador más importante en las industrias de proceso. Los flujos de estos intercambiadores son continuos. Se usan muchos tubos en paralelo con uno de los fluidos circulando en su interior. Los tubos, distribuidos en forma de manojo, están encerrados en una sola coraza y el otro fluido fluye por el exterior de los tubos, dentro de la coraza. Pueden ser diseñados para presiones desde moderadas a altas, sin que varíe sustancialmente el costo. La eficacia del intercambiador de calor se define como la razón de la cantidad real de transferencia de calor en un intercambiador dado a la cantidad máxima posible de transferencia de calor. (PDVSA 1983, Geankoplis 1998).

### **2.16 Horno tipo cabina**

Existen muchos tipos y arreglos de hornos, los cuales están disponibles y han sido usados por muchos años. Estos hornos consisten básicamente de cuatro componentes: caja, quemadores, serpentín y chimenea.

Los hornos tipo cabina más común que se utilizan en las refinerías son los siguientes:

- **Hornos con tubos en U (anillados)**

Es un diseño especializado en el cual la superficie de calor radiante la proveen tubos en U, que se conectan a los múltiples de entrada y salida. Este tipo de horno está especialmente adaptado para el calentamiento de flujos grandes de gas bajo

condiciones de baja caída de presión. Este diseño se usa mucho en el calentador de carga a un reformador catalítico, y en otros servicios de calentamiento. Los quemadores están, usualmente en el piso, produciendo llama vertical, o en la pared con la llama horizontal entre los tubos en U.

- **Hornos con tubos orientados verticalmente**

Ofrecen ahorros considerables en inversión. Este arreglo permite utilizar una velocidad másica relativamente baja en el proceso, debido a la gran cantidad de pasos paralelos y con una buena distribución del fluido.

- **Hornos con tubos horizontales**

La sección de radiación incluye los tubos horizontales al lado de las paredes y en el techo inclinado del horno. La sección de convección se extiende sobre todo lo largo de la sección de radiación. Los quemadores están normalmente ubicados en el piso del horno en una fila por debajo del centro de la cabina y queman verticalmente, pero no es extraño conseguir diseños con quemadores montados en las paredes extremas ó intermedias, por debajo del serpentín. (PDVSA 1983).

## **2.17 Deshidratación de crudos**

Es el proceso mediante el cual se separa el agua asociada con el crudo, ya sea en forma emulsionada o libre, hasta lograr reducir su contenido a un porcentaje previamente especificado. Generalmente, este porcentaje es igual o inferior al 1 % de agua. Una parte del agua producida por el pozo petrolero, llamada agua libre, se separa fácilmente del crudo por acción de la gravedad, tan pronto como la velocidad de los fluidos es suficientemente baja. La otra parte del agua está íntimamente combinada con el crudo en forma de una emulsión de gotas de agua dispersadas en el aceite, la cual se llama emulsión agua/aceite.

El agua y el aceite son esencialmente inmiscibles, por lo tanto, estos dos líquidos coexisten como dos líquidos distintos. La frase “aceite y agua no se mezclan” expresa la mutua insolubilidad de muchos hidrocarburos líquidos con el agua. Las solubilidades de hidrocarburos son bajas, pero varían desde 0,0022 ppm para el tetradecano hasta 1.760 ppm para el benceno en agua. La presencia de dobles enlace carbono-carbono (por ejemplo alquenos y aromáticos) incrementan la solubilidad del agua. El agua está lejos de ser soluble en hidrocarburos saturados (por ejemplo: parafinas o alcanos) y su solubilidad disminuye con el incremento del peso molecular de los hidrocarburos.

Durante las operaciones de extracción del petróleo, la mezcla bifásica de petróleo crudo y agua de formación se desplazan en el medio poroso a una velocidad del orden de 1 pie/día, lo que es insuficiente para que se forme una emulsión. Sin embargo, al pasar por todo el aparataje de producción durante el levantamiento y el transporte en superficie (bombas, válvulas, codos, restricciones, etc.) se produce la agitación suficiente para que el agua se disperse en el petróleo en forma de emulsión agua-aceite estabilizada por las especies de actividad interfacial presentes en el

crudo. Las emulsiones formadas son macro- emulsiones agua-aceite con diámetro de gota entre 0,1 a 100  $\mu\text{m}$ .

Existen tres requisitos esenciales para formar una emulsión:

- Dos líquidos inmiscibles, como el agua y el aceite.
- Suficiente agitación para dispersar uno de los líquidos en pequeñas gotas en el otro.
- Un agente emulsionante para estabilizar las gotas dispersas en la fase continua.

En los pozos que producen por levantamiento con gas (gas-lift (elevación)), la emulsión es causada principalmente en dos lugares: en el punto donde el “gas lift” es introducido y en la cabeza del pozo. Cuando se utiliza un proceso intermitente, la emulsión generalmente es creada en la cabeza del pozo o en el equipo en superficie. Para el proceso continuo, la mayor parte de la emulsión es formada en fondo de pozo, en el punto de inyección de gas.

En los campos petroleros las emulsiones de agua en aceites son llamadas emulsiones directas, mientras que las emulsiones de aceite en agua son llamadas emulsiones inversas. Esta clasificación simple no siempre es adecuada, ya que emulsiones múltiples o complejas pueden también ocurrir. Además, esta clasificación es muy particular de la industria petrolera, ya que en general las emulsiones aceite-agua son denominadas emulsiones normales y las agua-aceite son las inversas.

En las emulsiones directas, la fase acuosa dispersa se refiere generalmente como agua y sedimento (A&S) y la fase continua es petróleo crudo. El A&S es principalmente agua salina; sin embargo, sólidos tales como arena, lodos, carbonatos, productos de corrosión y sólidos precipitados o disueltos se encuentran también presentes, por lo que A&S también es llamada agua y sedimento básico (A&SB).

Otra terminología en la industria petrolera es clasificar las emulsiones directas producidas como duras y suaves. Por definición una emulsión dura es muy estable y difícil de romper, principalmente porque las gotas dispersas son muy pequeñas. Por otro lado, una emulsión suave o dispersión es inestable y fácil de romper. En otras palabras, cuando un gran número de gotas de agua de gran diámetro están presentes, ellas a menudo se separan fácilmente por la fuerza gravitacional. El agua que se separa en menos de cinco minutos es llamada agua libre.

La cantidad de agua remanente emulsionada varía ampliamente desde 1 a 60 % en volumen. En los crudos medianos y livianos ( $>20$  °API) las emulsiones contienen típicamente de 5 a 20 % volumen de agua, mientras que en los crudos pesados y extrapesados ( $<20$  °API) tienen a menudo de 10 a 35 % de agua. La cantidad de agua libre depende de la relación agua/aceite y varía significativamente de un pozo a otro. (Marfisi, Salager, 2004).

Para el tratamiento electrostático se utilizan equipos denominados deshidratadores o tratadores electrostáticos y consiste en aplicar un campo eléctrico para acelerar el proceso de acercamiento de las gotas de la fase dispersa. Estos equipos se clasifican en:

- **Deshidratador electrostático con sistema de calentamiento externo**

Este dispositivo generalmente tiene características similares a los equipos de separación mecánica presurizados añadiendo a estos el sistema de electrodos y de generación de alto voltaje. La emulsión ingresa por la parte inferior, hasta un distribuidor que la esparce homogéneamente por todo el tanque, luego la emulsión pasa por los electrodos y finalmente sale del tanque a través de un colector ubicado en la parte superior del mismo.

Las fallas más comunes que presentan estos tratadores electrostáticos ocurren cuando hay intermitencias en el suministro de corriente eléctrica; al disminuir el voltaje la luz piloto se atenúa o desaparece. La acumulación de materiales sólidos en la interfase agua-petróleo puede originar un corto circuito. En este caso hay que disminuir la altura de la interfase para normalizar la operación de la unidad. También es recomendable aumentar la temperatura o cambiar de reactivo. Si el mal funcionamiento del tratador no se corrige, habrá que corregir todo el circuito eléctrico. (Vega 2008).

- **Deshidratador electrostático con sistema de calentamiento interno**

Este equipo está dividido en 3 secciones. La primera sección ocupa aproximadamente el 50% de su longitud y es llamada “sección de calentamiento”. La segunda sección es llamada “sección central o control de nivel” y esta ocupa por alrededor del 10% de su longitud ubicada adyacente a la sección de calentamiento. La tercera sección ocupa el 40% de la longitud del deshidratador y es denominada “sección de asentamiento” del agua suspendida para producir crudo limpio. Las parrillas de electrodos de alto voltaje están localizadas en la parte superior del recipiente, arriba de la interfase agua-aceite. (Marfisi, Salager, 2004).

## **2.18 Desalación**

El proceso de desalación consiste en la remoción de las pequeñas cantidades de sales inorgánicas, que generalmente quedan disueltas en el agua remanente, mediante la adición de una corriente de agua fresca (con bajo contenido de sales) a la corriente de crudo deshidratado para producir una mezcla íntima entre ambos, contactarla con el agua residual del crudo y posteriormente efectuarse la separación de las fases agua y crudo hasta alcanzar las especificaciones requeridas de contenido de agua y sales en el crudo.

Una vez que se lleva a cabo la disolución de las sales presentes en el crudo, se generan pequeños electrolitos (gotas), sensibles a la variación de un campo eléctrico. Las fuerzas eléctricas dentro del campo provocan que las pequeñas gotitas de agua coalezcan, formando gotas más grandes que pueden decantar en el equipo donde el crudo libre de sales (crudo desalado) sale por la parte superior del desalador.

Las sales minerales están presentes en el crudo en diversas formas: como cristales solubilizados en el agua emulsionada, productos de corrosión o incrustación insolubles en agua y compuestos organometálicos como las porfirinas. (Marfisi, Salager, 2004).

### **2.18.1 Variables críticas de operación en el desalador**

- **Flujo de agua**

El contenido de agua en el crudo desalado representa posibles problemas de variaciones de presión en el tren de precalentamiento de crudo y en el horno, además de corrosión en equipos. Un alto contenido de agua se debe a un ineficiente trabajo del desalador, o que su capacidad ha sido sobrepasada.

- **Presión**

La presión aunque no modifica los resultados del desalado, afecta la seguridad de operación. Su valor debe ser superior a la presión de vapor del crudo a esa temperatura para mantener en estado líquido el contenido del desalador. En la práctica, la presión de trabajo, que está comprendida entre 13 y 20 kg/cm<sup>2</sup>, es bastante superior a la presión de vapor del crudo con agua, que es alrededor de 6 kg/cm<sup>2</sup>.

- **Temperatura**

La temperatura del desalador es importante en la operación del desalador. Si es alta favorece al desalado, porque una mayor temperatura hace mayor la diferencia de densidad entre el crudo y el agua, mejorando la separación.

### **2.19 Lineamientos de límites operacionales de los equipos**

- **Valores máximos y mínimos**

Son los valores máximos y mínimos que pueden alcanzar una variable sin que comprometa la seguridad del personal; se establecen en función de evitar los peligros del proceso y/o mantener la integridad física de los equipos. No se refiere necesariamente a los valores asociados a la operación económica de la unidad. El sobrepasar el valor máximo u operar con un valor menor que el mínimo puede resultar en un incidente catastrófico o en una disminución de la seguridad para el personal, la instalación y el ambiente. Usualmente son identificados en el diseño mecánico del equipo. Se puede tomar por encima o por debajo del valor del diseño, siempre y cuando se demuestre documentadamente que por análisis de ingeniería y por inspección del equipo es capaz de soportar ese valor. (Jiménez, 2006).

- **Rango de operación**

Es aquel en el cual la variable se mantiene estable y cumple las metas de calidad, seguridad y ambiente; fuera de él ocurren perturbaciones al proceso.

- **Temperatura de operación máxima**

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

- **Temperatura de operación mínima**

Es la temperatura mas baja del fluido del proceso prevista para las desviaciones esperadas de la operación normal. La condición causante de la mínima temperatura de operación debe ser establecida en los documentos de diseño.

- **Temperatura de diseño**

La temperatura de diseño de equipos y sistemas de tuberías se define generalmente como la temperatura correspondiente a la más severa condición de temperatura a la que va a estar sujeto el sistema. Como la temperatura tiene una influencia significativa en el diseño mecánico, en la selección del material y en la economía de los sistemas considerados, es necesario para los diseñadores tenerla muy presente.

Considerando estos factores, se debe especificar la temperatura de diseño (que representa el valor límite de temperatura) y la temperatura crítica de exposición (que representa el límite mínimo de temperatura) para cada equipo. Esta temperatura debe ser por lo menos 50 °F (10°C) superior a la temperatura de operación máxima, pero en ningún caso inferior a la máxima temperatura en casos de emergencia. Para equipos con válvulas de alivio la temperatura de diseño debe ser al menos la máxima temperatura coincidente con la presión de ajuste de la válvula de alivio respectiva.

- **Presión de operación máxima**

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

- **Presión de operación mínima (vacío)**

La presión de operación mínima es la presión sub-atmosférica más baja que puede tener el sistema, basada en las condiciones esperadas de la operación, incluyendo arranque y parada.

- **Presión de diseño**

Es la máxima presión interna y externa utilizada para determinar el espesor mínimo de tuberías, recipientes y otros equipos. Para condiciones de vacío parcial o total, la presión externa es la máxima diferencia entre la atmosférica y la presión en el interior del recipiente o tubería. La presión de diseño especificada para equipos y tuberías está normalmente basada en la presión de operación máxima, más la diferencia de presión entre la presión de operación máxima y la presión fijada en el sistema de alivio de presión. (Jiménez, 2006).

## **2.20 Proceso general de separación crudo-agua-gas del Centro Operativo Extrapesado (COXP)**

El Centro Operativo Extrapesado Bare Este - Cariña (COXP), manejará la producción de los pozos asociados al área de los campos Bare - Este y Cariña a perforarse a partir del año 2013.

La estación centralizada estará conformado por tres módulos de producción que manejará un volumen total de 555,6 Mbpd (489 Mbnpd (mil barriles netos de petróleo diarios) de crudo diluido de 16° API) y 51,2 MMpced de gas, siendo los módulos de igual capacidad. Cada módulo tendrá una capacidad de procesamiento inicial de 185,2 Mbpd de fluido (163,3 Mbpd de crudo diluido + 29,1 Mbpd de agua) y 17,3 MMpced de gas y estará constituido por dos trenes de tratamiento idénticos. (Monsalve, Pérez, 2010).

En la estación centralizada el crudo diluido de 16° API, es sometido en cada módulo a los siguientes procesos:

### **2.20.1 Separación crudo-agua-gas**

La producción de los campos Bare - Este y Cariña llegará al COXP a través del sistema de recolección principal (proyecto que se encuentra en fase de ingeniería) que descargarán a cuatro múltiples de producción, de donde alimentarán a los separadores trifásicos. Se instalarán cuatro separadores por cada módulo. Con este tipo de arreglo se distribuye uniformemente el flujo logrando un sistema operacionalmente flexible. La capacidad de diseño de cada separador es 46,84 Mbpd de crudo diluido, 5,4 Mbpd de agua y 3,9 MMpced de gas operando en condiciones normales a 55 psig y 90 °F.

El gas, sale de los separadores trifásicos a través de una tubería de 6 pulgadas que descargarán a un subcabezal de 10 pulgadas y este al igual que el gas separado en los otros módulos, se enviará al Centro de Compresión y Tratamiento de Gas de Bare (CCTGB), a través de un cabezal principal de 16 pulgadas. De los subcabezales de cada módulo se tomará el gas combustible requerido para el funcionamiento de los hornos del COXP, que se estima en el orden de 8,0 MMpced.

El agua a separar, saldrá de cada separador trifásico por una tubería de 4 pulgadas, que descargará a un cabezal de 12 pulgadas, junto al agua de los otros dos módulos, para ser enviada a la planta de tratamiento de agua de formación (PTAF). El crudo húmedo, sale de los separadores por tuberías de 12 pulgadas que descargan a un cabezal de 20 pulgadas, desde donde se envía a los tanques de carga 352X-T-01-3001 A/B. Estos tanques garantizan la continuidad operacional de los sistemas de calentamiento y deshidratación al evitar variaciones en las condiciones de proceso debido a fluctuaciones en la alimentación de crudo del COXP. Los tanques tienen una autonomía de ocho horas cada uno (Su capacidad nominal es de 67.200 barriles). Los tanques funcionan en paralelo, suministrando crudo en forma continua. (Monsalve, Pérez, 2010).

### **2.20.2 Sistema de calentamiento y deshidratación**

Los tanques 352X-T-01-3001 A/B alimentan las bombas 352X-P-01-0301 A/B/C/D/E y estas envían el crudo a 90 °F a los dos trenes de tratamiento del módulo. Estas bombas son de tipo tornillo y como operan a menor rpm que las centrífugas minimizan la formación de emulsiones. De las bombas, el crudo se distribuye hacia cada tren y

allí pasa por once intercambiadores crudo-crudo de tubo y carcasa colocados en paralelo 352X-E-01-6311 A/B/C/D/E/F/G/H/I/J/K, que operaran con crudo húmedo y seco, con una capacidad de diseño de 5,460 MMBTU/h cada uno y un intercambiador crudo-agua de tubo y carcasa de 3,695 MMBTU/h. Al final del paso por los intercambiadores, la temperatura del crudo antes de entrar a los hornos es 183 °F. En los hornos 352X-F-01-1811 A/B la temperatura del crudo húmedo se lleva hasta 250 °F, sale de los hornos y se envía a un cabezal que lo distribuye a los deshidratadores electrostáticos.

El sistema de deshidratación electrostática consiste en dos unidades, 352X-V-01-3611 A/B que operan en paralelo a 250 °F. Cada uno tiene una capacidad para manejar 46,38 Mbpd de crudo. De los deshidratadores, el crudo sale con un contenido de agua menor al 1% y se envía los desaladores electrostáticos 352X-V-01-3612 A/B, los cuales operan igual que los deshidratadores en paralelo; antes de su ingreso al desalador el crudo es mezclado con agua de dilución proveniente del tanque de agua de servicios y calentada en el intercambiador agua-agua 352X-E-01-6313 donde el agua de dilución aumenta su temperatura de 90 a 183 °F gracias al calor intercambiado con la corriente de agua caliente proveniente de la mezcla de agua del intercambiador de calor crudo-agua 352X-E-01-6312 y el agua separada en el desalador. El crudo desalado se envía a los intercambiadores E-6311 A/B/C/D/E/F/G/H/I/J/K para enfriarlo hasta 145 °F y luego almacenarlo en los tanques de transferencia.

El agua caliente que sale del intercambiador agua-agua 352X-E-01-6313 se envía a la planta de tratamiento de agua de producción a través de una línea de 8 pulgadas. (Monsalve, Pérez, 2010).

### **2.20.3 Sistema de almacenamiento y transferencia de crudo**

El almacenamiento de crudo en especificación se realiza en los tanques de techo flotante 352X-T-02-3001 A y B, a una temperatura promedio de 145 °F obteniéndose una viscosidad que favorece el ahorro de potencia durante el bombeo y minimiza las pérdidas por alta fricción en el oleoducto. El crudo en especificación es enviado desde los tanques a las bombas reforzadoras 352X-P-02-0101 A/B/C/D, cada una con un caudal de diseño de 163.897 bpd, de allí el crudo se hace pasar por la unidad de transferencia y custodia (LACT) 352X-A-02-0001, donde el crudo es medido y fiscalizado para su entrega. Finalmente el crudo es bombeado por medio de seis bombas tipo tornillos 352X-P-02-0102A/B/C/D/E/F, hacia Patio de Tanques Oficina por medio de un cabezal de 36 pulgadas. (Monsalve, Pérez, 2010).

### **2.20.4 Planta de tratamiento de agua (PTAF)**

La planta de tratamiento de agua procesara toda el agua de producción, proveniente de los separadores trifásicos y del área de deshidratadores y desaladores electrostáticos, así como el agua de lavado de equipos mediante tecnología de

microburbujas. El crudo recuperado (nafta) se envía al sistema de crudo fuera de especificación. (Monsalve, Pérez, 2010).

#### **2.20.5 Centro de compresión y tratamiento de gas Bare (CCTGB)**

El proceso del CCTGB esta diseñado para la recepción, compresión, endulzamiento, deshidratación, remoción de butanos, estabilización de condensados y recompresión del gas natural del campo Bare Carina y Arecuna, a fin de satisfacer las especificaciones de gas del gasoducto Anaco-Puerto Ordaz. (Monsalve, Pérez, 2010).

#### **2.21 Simuladores de procesos**

Los simuladores de procesos pueden ser definidos como una herramienta para evaluar en forma rápida un proceso con base en una representación del mismo, mediante modelos matemáticos. Estos permiten tener un mejor conocimiento del comportamiento de dicho proceso.

##### **2.21.1 Simulador Pro/ II**

Es uno de simuladores creados por Simsci que sirve como herramienta de cálculo a través de la interfase de Provisión y la flexibilidad que proporciona el ambiente windows para la solución de un amplio rango de problemas industriales con gran facilidad. (Sifontes 2010).

##### **2.21.2 Simulador Pipephase**

Es un programa de simulación que predice en estado estacionario los valores de temperatura, presión, flujo y perfiles de holdup, en líneas de tuberías, pozos y sistemas de redes conformados por dispositivos y unidades de procesos tales como: tuberías, codos, válvulas, separadores, bombas, compresores, intercambiadores, entres otros. Los tipos de flujo que pipephase puede manejar son: líquido, gas, vapor y flujo multifásico. (Sifontes 2010).

## **CAPÍTULO 3 DESARROLLO DEL PROYECTO**

Para el alcance de los objetivos la evaluación se realizó en varias etapas con el fin de cumplir con el desarrollo y elaboración de dicho proyecto.

Para la recopilación de información técnica se procedió a recopilar y seleccionar la información necesaria para establecer el soporte conceptual que orientará el desarrollo del proyecto, a través de la revisión de textos, manuales técnicos, tesis y páginas web, relacionados con el tema de estudio.

Además se revisaron los diagramas de flujo del proceso y de tuberías e instrumentación para así tener una visión mas detallada del funcionamiento del Centro Operativo Extrapesado y de las diferentes secciones que lo conforma, lo que permitió tener un fácil desenvolvimiento a la hora de manejar los simuladores de procesos. Otros documentos que también fueron consultados fueron las hojas de datos y especificaciones técnicas, donde se visualizaron los datos de diseño de los equipos estudiados y las condiciones de operación establecidas por la empresa.

Los datos fueron tomados del portafolio de oportunidades (PDO) y del documento bases y criterios de diseño del Centro Operativo Extrapesado (COXP).

### **3.1 Análisis de los efectos producidos por las variaciones de flujo de alimentación a la planta sobre las condiciones de diseño, por medio de balances de masa y energía**

Las variaciones del flujo de alimentación pueden ocasionar cambios operacionales dentro del proceso del Centro Operativo Extrapesado Bare Este - Cariña, sobre las condiciones de operación ya diseñadas. Para los análisis de los cambios se planteó simular la planta a diferentes caudales, tomando el 20%, 40%, 60%, 80% y un 120% del caso base (100%).

#### **3.1.1 Descripción de los casos planteados**

Para cada escenario se tomaron como referencia las simulaciones del caso base, en la simulación de Pro/ II 8.2 de Simsci (Simulations Sciences). Se usó como modelo termodinámico la ecuación de estado Soave-Redlich-Kwong (SRK), donde primeramente se varió el flujo de entrada al proceso de acuerdo a los casos que se plantearon para obtener cada uno de los flujos de entrada a cada equipo.

Posteriormente éstos flujos se llevaron a el simulador pipephase 9.1 usando el modelo Network – Blackoil mediante la ecuación de Beggs & Brill, en la cual se logró evaluar el sistema hidráulico de las tuberías del proceso, cuyos resultados de las caída de presión se suministraron en la simulación de Pro/ II, lo que permitió analizar cada uno de los equipos involucrados en el sistema de separación y tratamiento (separadores trifásicos, tanques de carga, bombas de carga, intercambiadores de calor, hornos, deshidratadores electrostáticos, desaladores, tanques de transferencia y las bombas de transferencia), de acuerdo a los resultados obtenidos en los balances de masa y energía, presentados en el anexo A.1.

Los resultados de la evaluación hidráulica de las líneas de flujo del proceso de separación y tratamiento se compararon con los parámetros establecidos por las normas de PDVSA. De acuerdo a la norma PDVSA L-TP 1.5 “Cálculo Hidráulico de Tuberías”, se tiene:

- Velocidad: 5-15 pies/seg
- Máxima caída de presión: 4 psi/100 pies de tubería

Los números de las líneas según los DTI (Diagrama de Tuberías e Instrumentación, anexo D), son mostrados para el caso base de 100%. El número de las líneas mostradas son del Tren 1, Módulo 1. Para el Módulo II, aplicará el mismo número de línea, cambiando solamente el código de sección 01 por 13, y para el tren 2 cambiando el número 1 por 2 en el primer dígito del consecutivo de la línea.

### **3.1.2 Análisis del proceso para las variaciones del flujo de alimentación del caso base (100%)**

En esta sección se mostraron las bases y criterios de cada uno de los equipos a tomar en cuenta a la hora de realizar el análisis respectivo de cada uno de ellos para los diferentes escenarios que fueron planteados, como las especificaciones que se suministraron al simulador. Además de esto las ecuaciones basadas en las variables que son afectadas por cambiar el flujo de alimentación.

#### **3.1.2.1 Separador trifásico**

##### **A. Premisas de diseño**

- Los separadores trifásicos considerados son del tipo horizontal sin bota, los cuales son los utilizados cuando la cantidad de fase líquida pesada a retener es tal que no puede tenerse en una bota decantadora.
- El proceso consta de cuatro separadores trifásicos por cada módulo.
- En virtud de la viscosidad del crudo, se considera que del agua total de entrada a cada separador, el 40% llega como agua libre y el 60% restante como agua emulsionada en el crudo.
- Los separadores trifásicos de cada módulo fueron dimensionados considerando cinco minutos de retención de líquido liviano (crudo) por tiempo de respuesta del operador al accionarse la alarma, sea de alta o baja. (Según MDP-03-S-05, sección. 5.3).
- Los separadores trifásicos de cada módulo fueron dimensionados considerando cinco minutos de retención de líquido pesado (agua) por tiempo de respuesta del operador al accionarse la alarma, sea de alta o baja. (Según MDP-03-S-05 sección. 5.3).
- Según la norma PDVSA MDP-03-S-03 “Separadores Líquido – Vapor” los valores de la constante “ $F_{21}$ ” dependen de las unidades usadas.
- El volumen de retención de diseño entre el nivel alto y el nivel bajo del líquido liviano es  $894 \text{ pie}^3$  y del líquido pesado es  $106,85 \text{ pie}^3$ .

## B. Especificaciones suministradas al simulador de Pro/ II en el separador trifásico

Las especificaciones suministradas al simulador presentados en la tabla 3.1 serán utilizados para todos los casos de operación evaluados 20%, 40%, 60%, 80% y 120%.

**Tabla 3.1. Especificaciones de operación suministradas a cada separador trifásico.**

Temperatura	°F	90
Presión	Psig	55,30

A continuación se presenta en la tabla 3.2 los datos necesarios para el cálculo de las variables afectadas por el cambio de flujo.

**Tabla 3.2. Datos para el cálculo de las variables afectadas por el cambio de flujo en el separador trifásico.**

		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Flujo volum. bruto	bb/día	40.061	8.012	15.498	23.247	30.996	46.494
Flujo neto de crudo	bb/día	34.171	6.834	13.668	20.503	27.337	41.005
Flujo de gas	bb/día	4.575	914	1.830	2.745	3.660	5.490
	MMpced	3,2	0,65	1,3	1,9	2,3	3,9
Densidad crudo @ T, P	lb/pies <sup>3</sup>	59,31	59,31	59,31	59,31	59,31	59,31
	°API	15,62	15,62	15,62	15,62	15,62	15,62
Densidad del gas @ T, P	lb/pies <sup>3</sup>	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23

## C. Variables afectadas por el cambio de flujo en el separador trifásico

Para el cálculo de estas variables se utilizaron los flujos obtenidos mediante el simulador Pro/ II.

- **Velocidad permisible del flujo de vapor**

$$V_c = F_{21} \times \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (\text{Ec. 3.1})$$

donde:

$V_c$ = velocidad permisible del flujo de vapor, pies/s

$F_{21}$ = 0,157 (de acuerdo a las unidades)

$\rho_l$ = densidad del líquido @ T y P, lb/pies<sup>3</sup>

$\rho_g$ = densidad del gas @ T y P, lb/pies<sup>3</sup>

- **Área vertical requerida ( $A_v$ ), para el flujo de vapor por encima de  $N_{AAL}$  (nivel alto-alto de líquido)**

$$A_v = \frac{Q_v}{V_c} \quad (\text{Ec. 3.2})$$

donde:

$A_v$ = área vertical, pies<sup>2</sup>

$Q_v$ = flujo de vapor, pies<sup>3</sup>/s

$V_c$ = velocidad permisible del flujo de vapor, pies/s

- **Volumen de retención de operación de líquido liviano, entre el  $N_{AL}$  (nivel alto de líquido) y el  $N_{BL}$  (nivel bajo de líquido)**

$$V_{r1} = Q_{L1} \times Tr_1 \quad (\text{Ec. 3.3})$$

donde

$Q_{L1}$ = flujo volumétrico de líquido liviano, pies<sup>3</sup>/s

$tr_1$ = tiempo de residencia de operación del líquido liviano, min

$V_{r1}$ = volumen de retención de líquido liviano entre el  $N_{AL}$  y el  $N_{BL}$  para un tiempo de 5 min, pies<sup>3</sup>

El volumen de retención de líquido liviano por tiempo de respuesta del operador al accionarse una alarma (sea de alta o sea de baja), entre  $N_{AAL}$  y  $N_{AL}$  (o entre  $N_{BBL}$  y  $N_{BL}$ ), se obtiene multiplicando el flujo de alimentación líquida liviana por el tiempo de respuesta supuesto, el cual es 5 min (300 s), desde  $N_{AL}$  hasta  $N_{AAL}$ , y 5 min más (300 s), desde  $N_{BL}$  hasta  $N_{BBL}$

$$V_{r2} = Q_{L1} \times (600 \text{ s}) \quad (\text{Ec. 3.4})$$

donde:

$V_{r2}$ = volumen de retención de líquido liviano entre el  $N_{AL}$  y el  $N_{BL}$  para un tiempo de 600 s, pies<sup>3</sup>

- **Volumen de retención de operación de líquido pesado, entre el  $N_{AL}$  (nivel alto de líquido) y el  $N_{BL}$  (nivel bajo de líquido)**

$$V_{r3} = Q_{L2} \times Tr_3 \quad (\text{Ec. 3.5})$$

donde:

$Q_{L2}$ = flujo volumétrico de líquido pesado, pies<sup>3</sup>/s

$tr_3$ = tiempo de residencia de operación del líquido pesado, min.

$V_{r3}$ = volumen de retención de líquido pesado entre el  $N_{AL}$  y el  $N_{BL}$ , pies<sup>3</sup>

- **Tiempo de respuesta al operador de los separadores trifásicos para mantener el volumen retenido de los líquidos inmiscibles establecidos en el diseño**

Para determinar el tiempo de respuesta del operador se hizo uso de la ecuación 3.3. Reordenando la ecuación 3.3 se tiene que el tiempo de respuesta para los separadores trifásicos es:

$$Tr_1 = \frac{Vr_1}{QL_1} \quad (\text{Ec. 3.6})$$

### 3.1.2.2 Tanques de carga

#### Premisas de diseño

- Con la finalidad de garantizar flexibilidad operacional y mantenimiento, los tanques de carga, se dimensionaron considerando dos tanques con posibilidad de alinearlos en paralelo o en forma intermitente, es decir mientras un tanque se llena el otro despacha.
- La capacidad de contingencia de los tanques corresponderá a un mínimo de ocho horas de almacenamiento cuando se encuentren alineados en paralelo.
- La capacidad efectiva de almacenamiento (nivel alto-alto), así como los niveles de operación y alarma del tanque se calcularán considerando la norma API standard RP 2350, Overfill Protection for Storage Tanks in Petroleum Facilities.
- Para los tanques de carga los tiempos de respuesta entre los niveles  $N_{AAL}-N_{AL}$  y  $N_{BL}-N_{BBL}$  son de 20 min.
- Los tiempos de respuesta entre los niveles,  $N_{AAL}-N_{AL}$  y  $N_{BL}-N_{BBL}$  se estimaron en función del sistema automatizado de cada tanque y los requerimientos de la capacidad de trabajo a las condiciones de operación dadas por el proceso.
- La altura del tanque de carga es de 48 pies.
- La capacidad nominal del tanque es de 67.200 bbl.
- El % efectivo para el caso de tanques de techo cónico corresponde al 97%.
- El sistema de recuperación de vapor (REVA), esta constituido por tres módulos de 5 MMpced, lo mínimo que puede manejar es el 48% de su capacidad máxima. Existe un módulo de respaldo para todo el centro operativo.
- Los requerimientos de venteo serán determinados por lo indicado en la Norma API Standard 2000.
- El crudo manejado en los tanques de carga tiene un *flash point* de 26 °C, de acuerdo al documento B0507-10000-BP14701 Bases de Diseño

#### A. Especificaciones suministradas al simulador de Pro/ II en el tanque de carga

Los valores que se reflejan en la tabla 3.3, se utilizarán para los casos de operación estudiados del 20%, 40%, 60%, 80% y 120%

**Tabla 3.3. Especificaciones de operación suministrados al tanque de carga.**

Temperatura	° F	90
Caída de presión del tanque	Psi	40

Nota: En el caso base de 100% se fijo la temperatura y la presión del tanque de 10,30 psig.

Una vez suministradas las especificaciones que se muestran en la tabla 3.3, se realizó la corrida en Pro /II y los resultados son reportados en la tabla 4.6.

En la tabla 3.4 se presenta el flujo volúmetrico a la entrada de los tanques de carga para cada uno de los casos estudiados.

**Tabla 3.4. Flujo volúmetrico de cada uno de los escenarios realizados, obtenidos del simulador de Pro/II.**

		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Flujo Volumétrico bruto @ T, P	bbl/día	147.596	29.519	59.038	88.557	118.076	177.114

### B. Variables afectadas por el cambio de flujo en el tanque de carga

Para el cálculo de la diferencia de niveles se utilizó el caudal obtenido en el simulador Pro/ II.

Las variables que se ven afectadas por esta variación del flujo son los niveles alto y bajo de operación porque la diferencia de altura entre cada uno de ellos con respecto a su nivel mas alto o mas bajo según el caso, depende del caudal que entra al tanque por lo tanto estos niveles son diferentes para cada uno de los casos planteados. Sin embargo para que los niveles de operación establecidos en el diseño no presenten cambios con respecto al flujo de entrada se hace necesario determinar el tiempo de respuesta del operador para mantener dichos niveles.

- **Nivel alto-alto de operación**

$$N_{AAL} = (\% \text{ ef} / 100 \%) \times H \quad (\text{Ec. 3.7})$$

donde:

$N_{AAL}$  = nivel alto-alto de líquido en tanque, pies

% ef = porcentaje de capacidad efectiva del tanque

H = altura del tanque, pies

- **Diferencia entre nivel alto-alto y nivel alto de operación**

$$h_m = \frac{T \times F \times H}{5 \times C} \quad (\text{Ec. 3.8})$$

donde:

$h_m$  = diferencia de niveles, pulg

$t$  = tiempo de respuesta del operador entre cambio de niveles, min

$F$  = caudal de entrada al tanque, bph

$H$  = altura del tanque, pies

$C = V_n$  = capacidad nominal del tanque, bbl

- **Nivel alto de operación**

$$N_{AL} = (N_{AAL} - h_m) \quad (\text{Ec. 3.9})$$

donde:

$N_{AL}$  = nivel alto-alto de operación del tanque, pies

$N_{AAL}$  = nivel alto-alto de operación del tanque, pies

$h_m$  = diferencia de niveles alto-alto y alto, pulg

- **Nivel bajo - bajo de operación**

Se establece para asegurar el nivel de líquido por sobre el eje de bombas asociadas a este sistema.

- **Nivel bajo de operación**

$$N_{BL} = N_{BBL} + h_{m_2} \quad (\text{Ec. 3.10})$$

donde:

$h_{m_2}$  = diferencia de niveles bajo-bajo y bajo, pulg

### C. Porcentaje de desviación con respecto a los valores dados del caso base

$$\%D = \frac{(V_r - V_i)}{V_r} \times 100 \quad (\text{Ec. 3.11})$$

donde:

$\%D$ : porcentaje de desviación

$V_r$ : valor del caso base

$V_i$ : valor obtenido en los diferentes casos.

- **Tiempo de respuesta al operador de los tanques de carga para mantener los niveles de operación establecidos en el diseño**

Para determinar el tiempo de respuesta del operador se hizo uso de la ecuación 3.9; Reordenando la ecuación 3.9 se tiene que el tiempo de respuesta para los tanques de carga es:

$$t = \frac{h_m \times (5 \times C)}{F \times H} \quad (\text{Ec. 3.12})$$

#### D. Requerimiento de venteo total al sistema de recuperación de vapores (REVA)

- El requerimiento de venteo por movimiento de entrada de líquido se calcula, utilizando el factor indicado en la tabla del anexo F.2 para el *outbreathing*, de acuerdo al *flash point* (punto de inflamación) o el *boling point* (punto de ebullición) del fluido a manejar en el tanque, según la norma API 2000.
- Con la capacidad del tanque se obtiene el requerimiento por efecto térmico, utilizando la tabla del anexo F.2, para el *outbreathing* de acuerdo al *flash point* o el *boling point* del fluido a manejar en el tanque, según la norma API 2000. (46880 pceh)
- Se suman los dos requerimientos para el venteo, tanto el generado por movimiento de entrada de líquido, como el dado por efecto térmico, obteniéndose el requerimiento total para los dos modos de llenado de los tanques.

El requerimiento de venteo por entrada de líquido se obtiene de la siguiente ecuación, de acuerdo a la norma API 2000:

$$Q_{\text{liq.e}} = Q_{\text{max.entrada}} \times C \quad (\text{Ec. 3.13})$$

donde:

$Q_{\text{liq.e}}$ : caudal de gas generado por líquido entrando al tanque, pceh

$Q_{\text{Max.entrada}}$ : caudal de líquido máximo de entrada al tanque, bph

C: contante establecida en la norma API 2000. (12 pceh/bph)

### 3.1.2.3 Bombas de carga

#### A. Premisas de diseño

- Para el manejo de la volumetría total del Módulo I proveniente de los tanques de Carga, se consideran cuatro bombas operando en paralelo y una de respaldo.
- Se considera una eficiencia de 85%.
- Debido a que a la temperatura de bombeo el crudo presenta valores de viscosidad elevados, el tipo de bomba a utilizar será rotativa de desplazamiento positivo tipo tornillo.
- De acuerdo a la norma PDVSA L-TP 1.5 “Cálculo Hidráulico de Tuberías”, las líneas de succión de las bombas deben cumplir con los siguientes criterios:
  - Velocidad: 4-8 pies/s
  - Máxima caída de presión: 0,4 psi/100 pies de tubería
- De acuerdo a la norma PDVSA L-TP 1.5 “Cálculo Hidráulico de Tuberías”, las líneas de descarga de las bombas con capacidad mayor a 700 galones por minutos (gpm), deben cumplir con los siguientes criterios:
  - Velocidad: 10-15 pies/s.
  - Máxima caída de presión: 2 psi/100 pies de tubería

#### B. Especificaciones suministradas al simulador de Pro/ II en las bombas de carga

Las especificaciones que fueron suministradas al simulador fueron el valor de la eficiencia descrita en las premisas de diseño y la presión de descarga de 247,30 psig. Estos valores aplican para los casos del 20%, 40%, 60%, 80% y 120%, es decir son suministrados al simulador en cada uno de los escenarios antes mencionados. Una vez que se introducen estas especificaciones al simulador se obtienen ciertos parámetros de la bomba como la potencia y el cabezal los cuales son mostrados en la tabla 4.12.

### 3.1.2.4 Intercambiadores de calor de tubo y carcasa

#### A. Premisas de diseño

- Considerando que cada módulo estará formado por dos trenes idénticos, los cálculos serán realizados para un solo tren de precalentamiento del Centro Operativo Extrapesado.
- Cada intercambiador de crudo debe cumplir con la caída de presión típica de líquidos en intercambiadores tubo y carcasa, comprendida entre 10 - 25 psi (según MDP-05-E-01); estableciéndose como máxima caída de presión de estos intercambiadores 25 psi por el lado carcasa y 20 psi por el lado tubo.
- Los intercambiadores de calor crudo/crudo están colocados en paralelo.
- Los intercambiadores crudo/agua están colocados aguas abajo de los intercambiadores crudo/crudo.
- El Intercambiador agua/agua es usado para calentar el agua de dilución necesaria en el proceso de desalación.
- El diseño del sistema de precalentamiento deberá garantizar en el crudo a la salida de los hornos de cabina: una temperatura máxima de operación 250 °F como temperatura máxima de operación y 235 °F como temperatura de operación normal.
- El proceso consta de once intercambiadores crudo/crudo, diez en operación y uno en respaldo.

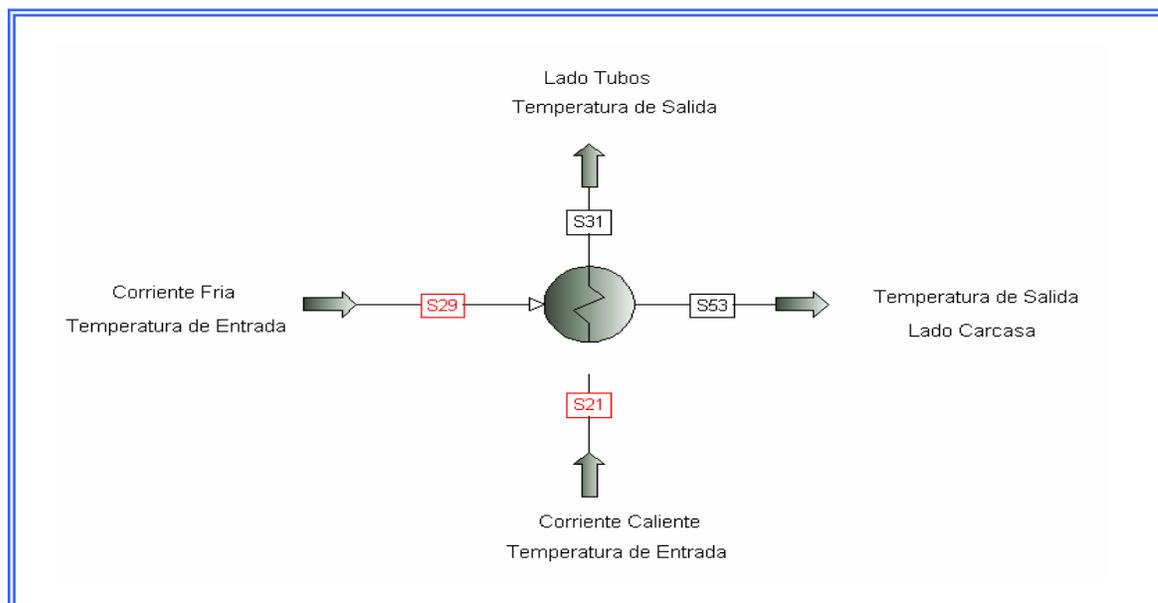
#### B. Especificaciones suministradas al simulador de Pro/ II en cada uno de los intercambiadores de calor de tubo y coraza

En la tabla 3.5 se muestran las especificaciones que fueron suministradas al simulador para cada tipo de intercambiadores de calor del proceso, los cuales se utilizaron para todos los procesos de operación evaluados:

**Tabla 3.5. Especificaciones de operación suministradas a los intercambiadores de calor.**

Temperatura de la corriente caliente a la salida del intercambiador crudo/crudo	°F	146
Temperatura de la corriente fría a la salida del intercambiador crudo/agua	°F	176
Temperatura de la corriente fría a la salida del intercambiador agua/agua	°F	197
Caída de presión de la corriente caliente (tubos)	psi	20
Caída de presión de la corriente fría (carcasa)	psi	25

Para tener una mejor ubicación de las temperaturas mencionadas en la tabla anterior, se presenta la figura 3.1 donde se puede observar la identificación de las corrientes de flujo en el intercambiador de calor.



**Figura 3.1. Esquema de las corrientes de flujo del intercambiador de calor.**

En base a las especificaciones suministradas al simulador, se obtienen una series de resultados, los cuales se muestran en las tablas 4.15 para el intercambiador crudo/crudo y de los intercambiadores crudo/agua y agua/agua los resultados serán presentados en el anexo A.2.

### 3.1.2.5 Hornos tipo cabina

#### A. Premisas de diseño

- Cada módulo está constituido por dos trenes de calentamiento. Como los trenes son idénticos, los cálculos serán realizados para un solo tren de calentamiento.
- Cada tren constará de dos hornos los cuales trabajarán en paralelo.
- La temperatura máxima de salida de los hornos será 250 °F y 235 °F en condiciones de operación normal.
- Los hornos fueron dimensionados de acuerdo a los criterios establecidos en las normas MDP-05-F-01 y MDP-05-F-02.

#### A. Especificaciones suministradas al simulador de Pro/ II y parámetros utilizados para determinar el consumo de gas combustible en los hornos

Las especificaciones que se suministran al simulador son la temperatura y la caída de presión presentada en la tabla 3.6. Los parámetros utilizados para determinar el consumo de gas combustible fueron tomados de la simulación de Pro/II.

**Tabla 3.6. Especificaciones de operación suministrados a los hornos y parámetros utilizados para determinar el consumo de gas combustible.**

		Caso base	20%	40%	60%	80%	120%
Temperatura corriente salida	° F	235					
Caída de presión corriente salida	psi	15					
Valor calorífico	Btu/h	861,69					
Calor intercambiado	Btu/pies <sup>3</sup>	32,5159	6,5045	13,0087	19,5125	26,0151	39,0181

Luego de proporcionarle las especificaciones al simulador se logran obtener ciertas variables de los hornos, donde los resultados son reflejados en la tabla 4.18.

### 3.1.2.6 Deshidratadores electrostáticos

#### A. Premisas de diseño

- Cada módulo está constituido por dos trenes. Considerando los trenes idénticos, los cálculos serán realizados para un solo tren.
- Cada tren consta de dos deshidratadores electrostáticos, que trabajarán en paralelo.
- Se requiere un porcentaje de agua y sedimentos (% A y S) de 0,5 a la salida de crudo del deshidratador electroestático.
- Salinidad agua salida deshidratador= 14.493 ppm = 14.493 mg/l (según el documento B050710000BP14701 “Bases de Diseño del COXP”).

#### A. Especificaciones suministradas al simulador de Pro/ II en el deshidratador electrostático

Los valores de operación que se presentan en la tabla 3.7 serán suministrados al deshidratador electrostático para realizar las corridas de cada uno de los casos que se evaluarán para este objetivo.

**Tabla 3.7. Especificaciones de operación suministradas a los deshidratadores electrostáticos.**

Caída de presión	psi	5
Calor	MM btu/h	0

Nota: Para el caso base se fija la temperatura 235 °F y la caída de presión.

Una vez que se le suministran las especificaciones al simulador los resultados que se obtienen son reportados en la tabla 4.21.

En la tabla 3.8 se presenta los flujos volumétricos para cada caso estudiado de la salida de equipo el cual será utilizado para el cálculo de las variables afectadas para el cambio de flujo.

**Tabla 3.8. Flujo volumétrico a la salida del deshidratador electrostático.**

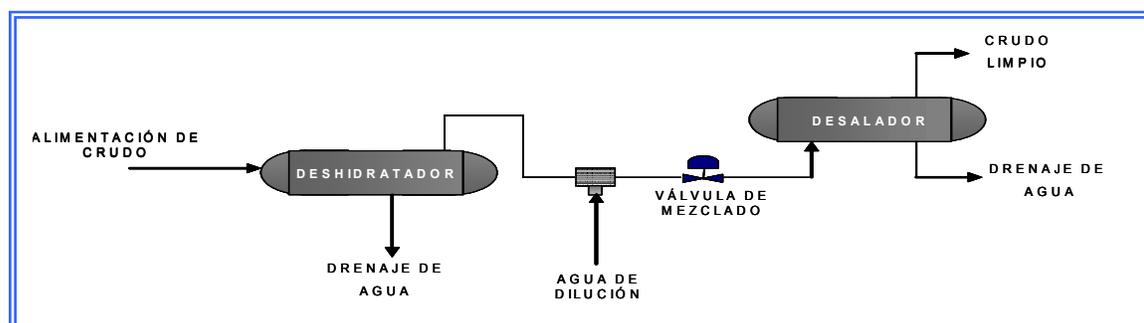
		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Flujo volum. bruto @ T y P	bpd	68.268	13.653	27.307	40.961	54.614	81.921

Notas: - El flujo mostrado en la tabla corresponde a los de los deshidratadores electrostáticos  
- La gravedad específica del agua es 0,9, tomada de la simulación realizada en Pro/II

### B. Variables afectadas por el cambio de flujo en el deshidratador electrostático

El flujo utilizado en los siguientes cálculos fue tomado de la simulación realizada en Pro/ II.

La figura 3.2 muestra el esquema del procedimiento de deshidratación y desalación la cual ofrece una mejor interpretación del proceso y entendimiento de los cálculos de las variables que fueron afectadas.



**Figura 3.2 Esquema del sistema de deshidratación y desalado del crudo.**

#### • Sal en el crudo (PTB = Pounds per Thousands Barrels)

La ecuación 3.12 se utilizó para calcular el contenido de sal en el crudo para un nivel de deshidratación/desalado expresado como % de volumen remanente de agua y salinidad:

$$PTB = 1000 \times \frac{A \%}{(100 - A \%)} \times 350 \times S_g \times \frac{ppm}{10^6} \quad (\text{Ec. 3.14})$$

donde:

% A = corte de agua en el crudo

S<sub>g</sub> = gravedad específica del agua @ T y P

ppm = concentración de sal en partes por millón

### 3.1.2.7 Desalador

#### A. Premisas de diseño

- Cada módulo está constituido por dos trenes. Considerando los trenes idénticos, los cálculos serán realizados para uno solo.
- Cada tren contará con dos desaladores, que operarán en paralelo.
- El proceso de desalado se realiza después del rompimiento de la emulsión en los deshidratadores electroestáticos.
- El requerimiento de agua de dilución está usualmente entre 3% y 4,5% del flujo de crudo, y se determina en función de la especificación requerida de sal en el crudo (PTB) a la salida del desalador.
- Se estableció una eficiencia de mezclado de 75%.
- Se requiere en el crudo de salida del desalador un contenido de sales disueltas  $\leq 13$  PTB y un % de A y S  $\leq 0,5$ .
- El agua de dilución será proveniente de un pozo profundo con una salinidad de 45,38 ppm = 45,38 mg/l. (según documento B050710000BP14701 “Bases de Diseño de PDVSA”).

#### A. Especificaciones suministradas al simulador de Pro/ II en el desalador

En la tabla 3.9 se muestran las especificaciones suministradas al desalador para cada uno de los escenarios de operación estudiados.

**Tabla 3.9. Datos de operación suministrados a los desaladores.**

Caída de presión	psi	5
Calor	MM BTU/h	0

Luego de introducir las especificaciones al simulador se obtiene la presión y la temperatura del desalador, cuyos resultados son presentados en la tabla 4.26.

En la tabla 3.10 se muestran los flujos volumetricos el cual será utilizado para los posteriores cálculos de las variables afectadas por el cambio de flujo.

**Tabla 3.10. Flujos volumétricos bruto y de agua a la entrada del desalador.**

		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Flujo volum. @ T y P	bpd	69.568	13.913	27.827	41.741	55.654	83.481
Flujo volum. agua	bpd	1419	283	566	851	1135	1702

Nota: - El flujo mostrado en la tabla corresponde a los de los desaladores  
- Densidad del agua es 0,9425 g/cm<sup>3</sup> (Anexo F.1)

#### B. Variables afectadas por el cambio de flujo en el desalador

Los flujos utilizados en los cálculos fueron tomados de la simulación de Pro/ II.

- **Flujo efectivo de agua requerida para la dilución**

El flujo de agua de dilución que permita obtener a la salida del desalador un crudo con un contenido de sal  $\leq 13$  PTB, se obtiene a partir de la siguiente ecuación:

$$F_{\text{efectivo}} = F_{\text{supuesto}} \times \% E_{\text{mezclado}} \quad (\text{Ec. 3.15})$$

donde:

$F_{\text{EFECTIVO}}$  = flujo efectivo de agua requerida para dilución, bph

$F_{\text{SUPUESTO}}$  = flujo supuesto, bph

$\%E_{\text{MEZCLADO}}$  = eficiencia de mezclado

- **Flujo supuesto de agua requerida para la dilución**

El flujo supuesto se determinó aplicando el porcentaje de caudal a variar; tomando como referencia el caso base de 1.300 bpd, el cual se obtuvo mediante una hoja de cálculo presentada en los documentos de diseño del COXP. La siguiente ecuación muestra la forma de cómo se determinó dicho flujo para cada corrida:

$$F_{\text{supuesto}} = F_c \times \% F_i \quad (\text{Ec. 3.16})$$

donde:

$F_c$  = flujo propuesto en el caso base 100%, bpd

$F_i$  = porcentaje del caso a estudiar, %

### 3.1.2.8 Tanques de transferencia

#### A. Premisas de diseño

- La capacidad de contingencia de los tanques corresponderá a un mínimo de ocho horas de almacenamiento cuando se encuentren alineados en paralelo
- La capacidad efectiva de almacenamiento (nivel alto-alto) así como los niveles de operación y alarma del tanque se calcularán considerando la norma API standard RP 2350. Overfill Protection for Storage Tanks in Petroleum Facilities.
- Para los tanques de transferencia los tiempos de respuesta entre los niveles  $N_{\text{AAL}}$ - $N_{\text{AL}}$  y  $N_{\text{BL}}$ - $N_{\text{BBL}}$  son de 15 min.
- La altura del tanque de carga es de 48 pies.
- La capacidad nominal del tanque es de 194.200 bbl.
- El % efectivo para el caso de tanques de techo flotante corresponde al 95%.

#### B. Especificaciones suministradas al simulador de Pro/ II en los tanques de transferencia

Las especificaciones que se presentan en la tabla 3.11 serán suministradas para todos los casos de operación que se establecieron para la evaluación.

**Tabla 3.11. Especificaciones de operación suministrados a los tanques de transferencia.**

<b>Caída de presión</b>	<b>Psi</b>	14
<b>Calor</b>	<b>MM btu/h</b>	0

Nota: Para el caso 100% se fijo la temperatura de 146 °F y la presión de 2,80 psig

Una vez introducidos los valores al simulador se obtendrá la temperatura y la presión del equipo, cuyos resultados son reflejados en la tabla 4.32.

En la tabla 3.12 se presenta el flujo volumétrico de entrada a los tanques de transferencia el cual será utilizado para determinar los niveles de operación.

**Tabla 3.12. Flujo volumétrico a la entrada de los tanques de transferencia.**

		<b>Caso base (100%)</b>	<b>20%</b>	<b>40%</b>	<b>60%</b>	<b>80%</b>	<b>120%</b>
<b>Flujo volum. de entrada @ T,P</b>	<b>bbl/día</b>	68.256	13.651	27.303	40.954	54.605	85.827

### **C. Variables afectadas por el cambio de flujo en el tanque de transferencia**

Los niveles de operación para los tanques de transferencia se obtienen mediante las ecuaciones expuestas para los tanques de carga. El flujo utilizado en los cálculos fue tomado de la simulación de Pro/ II.

#### **3.1.2.9 Bombas de transferencia**

##### **A. Premisas de diseño**

- Las bombas reforzadoras de transferencia succionan el crudo Merey desde los tanques de transferencia y lo descargan hacia las bombas principales de transferencia, para luego ser transferido hacia Patio Tanques de Oficina (oleoducto 36").
- Se utilizarán cuatro bombas reforzadoras para la transferencia del crudo Merey, tres en operación y una de respaldo, así mismo se utilizarán siete bombas principales, seis en operación y una de respaldo.
- Se considera una eficiencia de 100 %, tanto para las bombas reforzadoras como las principales de transferencia.

## B. Especificaciones suministradas al simulador de Pro/ II para las bombas de transferencia

Las especificaciones que se muestran en la tabla 3.13 serán utilizadas para los escenarios planteados del 20%, 40%, 60%, 80 y 120% de operación.

**Tabla 3.13. Especificaciones de operación de las bombas reforzadoras y principales de transferencia.**

<b>Presión de descarga (bombas reforzadoras)</b>	<b>psig</b>	138,40
<b>Presión de descarga (bombas principales)</b>	<b>psig</b>	922
<b>Eficiencia</b>	<b>%</b>	100

En la tabla 4.38 y 4.40 se reflejan los resultados de las variables que se obtienen por el simulador para las bombas reforzadoras y principales respectivamente, una vez introducidos las especificaciones presentadas anteriormente.

### 3.1.2.10 Crudo enviado a Patio Tanques de Oficina (PTO)

#### A. Premisas de diseño

- Los límites de presión y temperatura de la tubería 36-P-02-0142-DA1 por donde se transfiere el crudo hacia Patio Tanques de Oficina son 89 kg/cm<sup>2</sup> y 204 °C, según la norma H-221 “Materiales de Tubería”, pág. 128.
- La temperatura que soportan los sellos de los tanques de transferencia en Patio Tanques de Oficina es de 168,8 °F.

### 3.2 Determinación de las limitaciones operativas que se presentan en cuanto al diseño de las instalaciones del Centro Operativo Extrapesado para el manejo de un cambio de patrón de diluyente

En esta parte se determinaron las restricciones del Centro Operativo Extrapesado para manejar el cambio de diluyente a procesar, a nivel de equipos. Por medio del uso de los simuladores de proceso Pro/ II 8.2 y Pipephase 9.1 y los cálculos estipulados para el diseño, se determinó si se presentan limitaciones cuando hay cambio de patrón de diluyente, planteándose dos casos de operación:

1. Manteniendo el flujo de formación del caso base (100%)
2. Aumentando el flujo de formación hasta los valores de caudal de diseño de la planta.

Inicialmente se procedió a determinar la relación crudo-diluyente para el nuevo patrón de diluyente de 50,2 °API; esta relación se calculó mediante un factor expresado en las densidades del diluyente y la del crudo de formación con la densidad de la mezcla diluida del caso base 100%, obtenido a través de un balance de masa. Luego se introdujeron los datos para la nueva corriente de crudo diluido en la simulación del

Pro/ II. La mezcla diluida se introdujo a 17 °API en el simulador, con la finalidad de alcanzar un crudo hacia PTO de 16 °API, que es lo requerido.

Para el primer caso se mantuvo el caudal del crudo de formación y mediante la relación crudo-diluyente se determinó el caudal de la mezcla (crudo+diluyente), así como el volumen de diluyente a utilizar para este caso, el cual fue suministrado en la simulación de Pro/ II para obtener los flujos de entrada y salida de cada uno de los equipos, los cuales fueron llevados a la simulación realizada en Pipephase donde se hizo la evaluación hidráulica de las líneas de flujo.

Para el segundo caso se usó la misma cantidad de crudo diluido del caso base (100%), la cual fue introducida en la corriente nueva de crudo diluido en la simulación de Pro/ II y se siguió la misma metodología expuesta para el caso anterior. Aquí se determinó el volumen de crudo de formación junto con la cantidad de agua, gas asociado y el volumen de diluyente.

También se calcularon el flujo del crudo de formación de los diferentes pozos de producción y el volumen de diluyente a inyectar para obtener la mezcla diluida.

Mediante el análisis de cada uno de los casos planteados se detectaron las posibles limitaciones que presentaban las instalaciones y líneas de flujos del Centro Operativo como efecto de usar un nuevo patrón de diluyente.

En la tabla 3.14 se muestran los datos que fueron utilizados para el cálculo del volumen del diluyente y de la relación crudo/diluyente:

**Tabla 3.14. Datos para el cálculo del volumen del diluyente y de la relación crudo/diluyente.**

Densidad de la mezcla diluida	g/cm <sup>3</sup>	0,9529
Densidad del crudo de formación	g/cm <sup>3</sup>	1,0000
Densidad del diluyente	g/cm <sup>3</sup>	0,7796
Volumen de la mezcla diluida del caso de 100% (caso con diluyente de 22 °API)	bbl/día	136.080,03
Relación gas/petróleo	pce/bbl	222

#### **A. Volumen de diluyente y de formación, utilizando la mezcla diluida del caso de 100%**

Balance de masa

$$M_m = M_f + M_d \quad (\text{Ec. 3.17})$$

donde:

M<sub>m</sub>: masa de la mezcla diluida, g

M<sub>f</sub>: masa del crudo de formación, g

M<sub>d</sub>: masa del diluyente, g

Como:

$$M = V \times \rho \quad (\text{Ec. 3.18})$$

donde:

M = masa, g  
 V= volumen, cm<sup>3</sup>  
 ρ = densidad, g/cm<sup>3</sup>

Entonces sustituyendo la ecuación 3.18 en la ecuación 3.17 se tiene:

$$V_m \times \rho_m = V_f \times \rho_f + V_d \times \rho_d \quad (\text{Ec. 3.19})$$

donde:

V<sub>m</sub>: volumen de la mezcla de crudo diluido, bbl/día

ρ<sub>m</sub>: densidad de la mezcla de crudo diluido, g/bbl

V<sub>f</sub>: volumen del crudo de formación, bbl/día

ρ<sub>f</sub>: densidad del crudo de formación, g/bbl

V<sub>d</sub>: volumen del diluyente, bbl/día

ρ<sub>d</sub>: densidad del diluyente, g/bbl

$$V_m = V_f + V_d \quad (\text{Ec. 3.20})$$

Despejando el V<sub>f</sub> de la ecuación 3.20 se tiene:

$$V_f = V_m - V_d \quad (\text{Ec. 3.21})$$

Luego se sustituye la ecuación 3.21 en la ecuación 3.19 y se despeja el volumen del diluyente (V<sub>d</sub>):

$$V_d = V_m \times \frac{(\rho_m - \rho_f)}{(\rho_d - \rho_f)} \quad (\text{Ec. 3.22})$$

## B. Relación crudo/diluyente

Tomando como base la ecuación 3.20 en función de las fracciones molares se tiene:

$$V_m = X_{vf} + X_{vd} \quad (\text{Ec. 3.23})$$

donde:

X<sub>vf</sub> = fracción volumétrica del volumen del crudo de formación

X<sub>vd</sub> = fracción volumétrica del volumen del crudo de diluyente

teniendo que :

$$X_{vf} = \frac{V_f}{V_m} \quad (\text{Ec. 3.24})$$

$$X_{vd} = \frac{V_d}{V_m} \quad (\text{Ec. 3.25})$$

Sustituyendo las ecuaciones 3.24 - 3.25 en la ecuación 3.23 y despejando el volumen de crudo de formación se tiene:

$$V_f = V_m \times \left( 1 - \frac{V_d}{V_m} \right) \quad (\text{Ec. 3.26})$$

Ahora, bien considerando un barril de mezcla diluida y sustituyéndolo en las ecuaciones 3.19 y 3.26 obtenemos:

$$\rho_m = V_f \times \rho_f + V_d \times \rho_d \quad (\text{Ec. 3.27})$$

$$V_f = 1 - V_d \quad (\text{Ec. 3.28})$$

Entonces sustituyendo la ecuación 3.28 en la ecuación 3.27 queda:

$$\rho_m = (1 - V_d) \times \rho_f + V_d \times \rho_d \quad (\text{Ec. 3.29})$$

Acomodando la ecuación se despeja el volumen de diluyente quedando en función de las densidades:

$$V_d = \frac{(\rho_m - \rho_f)}{(\rho_d - \rho_f)} \quad (\text{Ec. 3.30})$$

Entonces la relación crudo /diluyente se obtiene dividiendo las ecuaciones 3.30 y 3.28 y haciendo el arreglo matemático, queda:

$$\text{Relacion} = \frac{V_d}{V_f} = \frac{(\rho_m - \rho_f)}{(\rho_d - \rho_m)} \quad (\text{Ec. 3.31})$$

### C. Especificaciones suministradas al simulador para cada equipo

Las especificaciones para cada uno de los equipos fueron los mismos que se utilizaron en los casos para la evaluación de la variación del flujo de alimentación. Para la alimentación de la corriente de crudo diluido, se utilizó el crudo Zuata 16 (ver anexo C.2) con los siguientes datos mostrados en la tabla 3.15.

**Tabla 3.15. Curva de destilación (TBP) para la corriente de crudo diluido del simulador Pro/ II**

Temperatura	% vol. destilación
170	1,60
230	1,80
320	3,40
450	3,70

525	5,50
650	7,20
720	9,20
1000	10,60
1100	35,80

### **3.3 Sugerencias de mejoras en el diseño de las instalaciones del Centro Operativo Extrapesado para el manejo de un cambio de patrón de diluyente**

Para ello fue necesario conocer el comportamiento y métodos de diseños de las instalaciones del Centro Operativo Extrapesado en cuanto a la situación planteada.

Tomando en cuenta los resultados arrojados en las limitaciones se realizó el análisis de éstos y de esta manera se sugirieron cambios en las instalaciones que garanticen una mejor operación del proceso. Para indicar estos cambios se tomó como base los criterios de diseño de cada uno de los equipos presentados en la sección 3.3.2 y la norma PDVSA L-TP 1.5 “Cálculo Hidráulico de Tuberías” para el sistema de tuberías.

### **3.4 Estrategias de operación que mejoren las condiciones operativas establecidas en el diseño del Centro Operativo Extrapesado para el manejo de un cambio de patrón de diluyente y variaciones del caudal de alimentación a la planta**

Luego de analizar los resultados obtenidos en las secciones 3.3 y 3.4 se procedió a presentar métodos dirigidos a mejorar la operatividad del Centro Operativo de acuerdo a las condiciones actuales de diseño con las estudiadas.

En esta etapa se hizo necesario estimar el consumo de gas combustible que requieren los hornos, donde se tomó en cuenta el valor calorífico bajo (LHV) que presenta la corriente enviada al sistema de gas combustible. Normalmente se produce una cierta cantidad de pérdidas por diferentes motivos, las cuales no permiten obtener

un aprovechamiento total del combustible, por lo cual se considera una eficiencia en el horno del 80%. Para determinar el consumo de combustible que requieren los hornos es:

$$G_c = \frac{Q}{0,8 \text{LHV}} \quad (\text{Ec. 3.32})$$

donde:

$G_c$ : consumo de gas combustible, pies<sup>3</sup>/h

$Q$ : calor intercambiado en los hornos, Btu/h

LHV: valor calorífico bajo, Btu/pies<sup>3</sup>

### 3.5 Muestra de cálculo

A continuación se presenta la forma como se obtuvieron los resultados mediante las ecuaciones que se plantearon para cada uno de los equipos:

#### A. Cálculos necesarios para los efectos de las variaciones del flujo de alimentación

Para un mejor entendimiento de los cálculos se realizaran por cada equipo que conforman el proceso. Para la representación de los cálculos presentados a continuación se tomará como referencia el caso de operación del flujo de 20% del caso base (100%):

##### A.1 Separador trifásico

- **Cálculo de la velocidad permisible del flujo de vapor**

Sustituyendo en la ecuación 3.1 los valores del caso 20% de la tabla 3.2 se obtiene:

$$V_c = 0,157 \times \sqrt{\frac{59,31 - 0,23}{0,23}} = 2,516 \text{ pies/s}$$

De manera similar se realiza para los otros casos de operación, cuyos resultados son reportados en la tabla 4.3.

- **Cálculo del área vertical requerida ( $A_v$ ), para el flujo de vapor por encima de  $N_{AAL}$  (nivel alto-alto de líquido)**

Sustituyendo los valores del caso 20% de la tabla 3.2, en la ecuación 3.2 se tiene:

$$A_v = \frac{7,52 \text{ pies}^3/\text{s}}{2,516 \text{ pies}^3/\text{s}} = 2,99 \text{ pies}^2$$

De forma análoga se hará para los casos restantes, donde los resultados obtenidos serán presentados en la tabla 4.3.

- **Cálculo del volumen de retención de operación de líquido liviano, entre el  $N_{AL}$  (nivel alto de líquido) y el  $N_{BL}$  (nivel bajo de líquido)**

Tomando de la tabla 3.2 para el caso del 20% el flujo volumétrico del líquido liviano (crudo)  $Q_{L1} = 6.834,18$  bbl/día y considerando que por la salida de crudo también se tiene un 60% en volumen del agua que entra al equipo, entonces  $Q_{L1} = 7.383,16$  bbl/día por lo tanto el volumen de retención entre el nivel alto-alto y el nivel alto de líquido ( $N_{AAL}$  y  $N_{AL}$ ) o entre el nivel bajo-bajo y el nivel bajo de líquido ( $N_{BBL}$  y  $N_{BL}$ ), se obtiene a partir de la ecuación 3.3; haciendo la conversión a  $\text{pie}^3/\text{min}$  se tiene:

$$7.383,16 \frac{\text{bbl}}{\text{día}} \times \frac{42 \text{ gal}}{1 \text{ bbl}} \times \frac{3,785 \text{ L}}{1 \text{ gal}} \times \frac{1 \text{ pie}^3}{28,3 \text{ L}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ s}} = 28,8 \text{ pie}^3/\text{min}$$

Ahora sustituyendo en la ecuación 3.3, se tiene:

$$Vr_1 = 28,8 \text{ pies}^3/\text{min} \times 5 \text{ min} = 144 \text{ pies}^3$$

Luego, mediante la ecuación 3.4, se tiene que el volumen de retención entre el nivel alto y el nivel bajo de líquido ( $N_{AL}$  y el  $N_{BL}$ ) es:

$$Vr_2 = 0,48 \text{ pies}^3/\text{s} \times 600 \text{ s} = 288 \text{ pies}^3$$

De forma similar se calcularon los demás escenarios que fueron evaluados; los resultados se encuentran reflejados en la tabla 4.3.

- **Cálculo del volumen de retención de operación de líquido pesado, entre el  $N_{AL}$  y el  $N_{BL}$**

De la tabla 3.2 se toma para el caso 20% el flujo de líquido pesado (agua)  $Q_{L2} = 914,96$  bbl/día haciendo su respectiva conversión:

$$914,96 \frac{\text{bbl}}{\text{día}} \times \frac{42 \text{ gal}}{1 \text{ bbl}} \times \frac{3,785 \text{ L}}{1 \text{ gal}} \times \frac{1 \text{ pie}^3}{28,3 \text{ L}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ s}} = 3,6 \text{ pie}^3/\text{min}$$

Sustituyendo ahora en la ecuación 3.5 se tiene lo siguiente:

$$Vr_3 = 3,6 \text{ pies}^3/\text{min} \times 5 \text{ min} = 18 \text{ pies}^3$$

El volumen de retención del líquido pesado se determinará para los demás casos de igual forma, donde los resultados que se obtendrán serán mostrados en la tabla 4.3.

- **Tiempo de respuesta al operador de los separadores trifásicos para mantener el volumen retenido de los líquidos inmiscibles establecidos en el diseño**

Tomando como base el volumen de retención del líquido liviano de diseño de las premisas especificadas para este equipo de 894 pie<sup>3</sup> y el flujo de líquido de la fase liviana del caso 20% mostrado en la tabla 3.2 se tiene entonces al sustituir en la ecuación 3.6:

$$Tr_1 = \frac{894 \text{ pies}^3}{28,8 \text{ pies}^3/\text{min}} = 31 \text{ min}$$

De la misma forma se realizó el cálculo para los demás casos de operación excepto el de 120%, con su respectivo flujo de líquido de la fase liviana, cuyos resultados serán presentados en la tabla 4.4.

## A.2 Tanque de carga

- **Cálculo del nivel alto-alto de operación**

Sustituyendo en la ecuación 3.6 el % efectivo propuesto en las premisas de diseño, se tiene:

$$N_{AAL} = (97 \% / 100 \%) \times 48 \text{ pies} = 46 \text{ pies}$$

Este cálculo será similar para los casos restantes de operación. Los resultados para los diferentes casos evaluados son reportados en la tabla 4.8.

- **Cálculo de la diferencia entre nivel alto-alto y nivel alto de operación**

Esta diferencia se determina a partir de la ecuación 3.7, sustituyendo el flujo de la tabla 3.4 para el caso del 20% y los datos presentados en las premisas de diseño, considerando los tanques colocados en paralelo se tiene:

$$h_m = \frac{20 \text{ min} \times 615,13 \text{ bph} \times 48 \text{ pies}}{5 \times 67200 \text{ bbl}} = 2 \text{ pulg} = 0,17 \text{ pies}$$

De manera análoga se determinará la diferencia entre los niveles para los casos de operación evaluados del 40%, 60%, 80% y 120%, donde los resultados serán presentados en la tabla 4.8.

- **Cálculo del nivel alto de operación**

Sustituyendo en la ecuación 3.8 se tiene:

$$N_{AL} = (46 - 0,17) \text{ pies} = 45,8 \text{ pies}$$

De igual forma se calculará para los otros casos en estudio y los resultados son reflejados en la tabla 4.8.

- **Cálculo de la diferencia entre nivel bajo y nivel bajo-bajo de operación**

Esta diferencia se calcula mediante la ecuación 3.7, por lo tanto  $h_m = h_{m2}$ . Los resultados obtenidos para los 5 casos de operación estudiados serán mostrados en la tabla 4.8.

- **Cálculo del nivel bajo - bajo de operación**

El nivel muy bajo ( $N_{BBL}$ ) se estableció como premisa en el diseño en función de la boquilla del tanque en 6 pie, ya que con esta columna se asegura el requerimiento mínimo de presión para llegar a las bombas de carga. Por lo tanto esto cumple para todas las variaciones de flujo que se evaluaron. Este resultado es presentado en la tabla 4.8.

- **Cálculo del nivel bajo de operación**

Sustituyendo los valores en la ecuación 3.9 se tiene:

$$N_{BL} = (6 + 0,17) \text{ pies} = 6,17 \text{ pies}$$

Este parámetro se determinará de manera similar para los casos del 40%, 60%, 80% y 120%, donde los resultados serán reportados en la tabla 4.8.

Los cálculos ilustrados anteriormente para los tanques de carga serán los mismos para los tanques de transferencia, cuyos resultados son reflejados en la tabla 4.34.

- **Cálculo del porcentaje de desviación con respecto a los valores dados del caso base (100%)**

La demostración del cálculo del porcentaje de desviación se realizará para comparar el nivel alto – alto en el tanque de carga del caso 20% de operación y de igual forma se determinaran para las demás variables evaluados en los diferentes casos; los resultados serán mostrados en el capítulo IV.

Sustituyendo en la ecuación 3.10 se tiene:

$$\%D = \frac{(45,80 - 44) \text{ pies}}{44 \text{ pies}} \times 100 = 4,09 \%$$

- **Tiempo de respuesta al operador de los tanques de carga para mantener los niveles de operación establecidos en el diseño**

Sustituyendo en la ecuación 3.11 los datos presentados en las premisas de diseño con el flujo para el caso de operación del 20% mostrado en la tabla 3.4 y considerando la diferencia entre niveles de 12 pulg (tomado de los cálculos de diseño), se tiene:

$$t = \frac{12 \text{ pulg} \times 5 \times 67.200 \text{ bbl}}{615,13 \text{ bph} \times 48 \text{ pies}} = 136,56 \text{ min}$$

El tiempo de respuesta del operador se determinó para cada uno de los casos, donde los resultados son presentados en la tabla 4.8. De igual manera se determinó para los tanques de transferencia. Este cálculo se realizó para cada uno de los casos evaluados excepto el de 120%, donde los resultados son mostrados en la tabla 4.34.

- **Cálculo del requerimiento de venteo por entrada de líquido del sistema de recuperación de vapores**

Haciendo uso de la ecuación 3.13 y tomando el flujo del caso 20% mostrado en la tabla 3.4 se tiene:

$$Q_{liq,e} = 1.229,96 \text{ bph} \times 12 \text{ pceh/ bph} = 14.760 \text{ pceh}$$

De la misma forma se determinó para el resto de los casos siendo los resultados mostrados en la tabla 4.7. Este mismo cálculo se utilizó para los casos de operación planteados para el cambio de patrón de diluyente, donde los resultados se reflejan en la tabla 4.49.

### A.3 Deshidratador Electroestático

- **Cálculo de sal en el crudo (PTB = Pounds per Thousands Barrels)**

Como a la salida del deshidratador electroestático se requiere un porcentaje de agua y sedimento (% A y S) de 0,5, entonces sustituyendo en la ecuación 3.14 la gravedad y los ppm tomado de las premisas de diseño se tiene que:

$$PTB = 1.000 \times \frac{0,5\%}{(100 - 0,5\%)} \times 350 \times 0,9 \times \frac{14.493 \text{ ppm}}{10^6} = 22,94 \text{ PTB}$$

Tomando el flujo volumétrico de crudo a la salida del deshidratador para el caso de 20% de la tabla 3.8 (los dos deshidratadores), se tiene que el flujo de agua contenido en ese crudo con 0,5% de A y S es:

$$F_{AGUA} = 0,005 \times 13.653,60 \text{ bpd} = 68,27 \text{ bapd}$$

- **Cálculo de las libras totales de sal en el agua**

Para obtener las libras de sal totales en el agua a la salida del deshidratador, se tiene:

Tomando el valor de la salinidad de las premisas de diseño se transforma en lb sal / bbl.

$$\frac{\text{lb sal}}{\text{bbl}} = \frac{14.493 \text{ mg}}{\text{L}} \times \frac{159 \text{ l}}{1 \text{ bbl}} \times \frac{1 \text{ lb}}{453.592,37 \text{ mg}} = 5,0803 \text{ lb sal/bbl}$$

Tomando como base 1 día:

$$\text{lb sal}_{\text{TOTAL}} = 5,0803 \text{ lb sal/bbl} \times 68,27 \text{ bbl} = 346,83 \text{ lb sal}$$

De acuerdo a los cálculos presentados para el deshidratador electrostáticos se determinaran de la misma forma para los casos del 40%, 60%, 80% y 120%, cuyos resultados serán presentados en la tabla 4.23.

#### A.4 Desalador

- **Cálculo del agua de dilución**

Se supone para empezar el tanteo, un flujo de agua de dilución que permita obtener a la salida del desalador un crudo con un contenido de sal  $\leq 13$  PTB.

Para determinar el flujo supuesto se sustituye en la ecuación 3.16 y tomando el porcentaje de la primera corrida del 20%, se tiene:

$$F_{\text{SUPUESTO}} = 1.300 \text{ bpd} \times 0,20 = 260 \text{ bpd}$$

De la misma forma se determinará para las otras corridas de operación suponiendo un valor de acuerdo al caso estudiado, cuyos resultados muestran en la tabla 4.28.

Entonces se sustituye este valor en la ecuación 3.15 y se obtiene el flujo efectivo:

$$F_{\text{EFECTIVO}} = 260 \text{ bpd} \times 0,75 = 195 \text{ bpd}$$

Este valor será presentado en la tabla 4.28.

Para obtener las libras de sal totales en el agua de dilución:

$$\frac{\text{lb sal}}{\text{bbl}} = \frac{45,38 \text{ mg}}{\text{L}} \times \frac{159 \text{ L}}{1 \text{ bbl}} \times \frac{1 \text{ lb}}{453.592,37 \text{ mg}} = 0,01591 \text{ lb sal/bbl}$$

Tomando como base 1 día:

$$\text{lbs sal}_{\text{TOTAL}} = 0,01591 \text{ lb sal/bbl} \times 195 \text{ bbl} = 3,10 \text{ lb sal}$$

- Entrada del desalador

A la entrada de cada desalador se tiene según la tabla 3.10 para el 20% de operación se muestra el flujo para los dos desaladores. No obstante en esta sección se muestra el cálculo correspondiente a un solo desalador:

$$\text{Flujo}_{\text{crudo}} = 6.956,8 \text{ bpd} - 141,88 \text{ bapd} = 6.814,92 \text{ bpd}$$

donde:

$$\text{Flujo}_{\text{crudo total}} = 6.814,92 \text{ bpd} \times 2 \text{ desaladores} = 13.629,84 \text{ bpd}$$

El flujo de agua total entrando al desalador:

El flujo de agua total es la cantidad de agua obtenida a la salida del deshidratador electrostático más el flujo efectivo:

$$\text{Flujo}_{\text{agua total}} = 68,27 \text{ bapd} + 195 \text{ bapd} = 263,27 \text{ bapd}$$

$$\text{Flujo}_{\text{total (agua + crudo)}} = 13.629,84 \text{ bpd} + 263,27 \text{ bpd} = 13.893,11 \text{ bpd}$$

$$\%A = \frac{263,27 \text{ bpd}}{13.893,11 \text{ bpd}} \times 100 = 1,89 \%$$

La cantidad total de sal a la entrada del desalador, se obtiene de la sal proveniente del agua de dilución y la proveniente del agua remanente en el crudo a la salida del deshidratador:

$$\text{lb sal/bbl} = (0,01591 + 5,0803) \text{ lb sal/bbl} = 5,0962 \text{ lb sal/bbl}$$

$$\text{lbs sal total} = (3,10 + 346,83) \text{ lb sal} = 349,93 \text{ lb sal total}$$

Por lo tanto se tiene que:

$$\text{ppm} = \frac{349,93 \text{ lb}}{263,27 \text{ bbl}} \times \frac{1 \text{ bbl}}{159 \text{ L}} \times \frac{453.592.37 \text{ mg}}{1 \text{ lb}} = 3791,83 \text{ ppm}$$

Calculando la salinidad a la entrada del desalador a partir de la ecuación 3.14 y sustituyendo la densidad del agua, se tiene:

$$\text{PTB} = 1.000 \times \frac{1,89 \text{ \%}}{(100 - 1,89 \text{ \%})} \times 350 \times 0,9425 \times \frac{3791,83 \text{ ppm}}{10^6} = 24,10 \text{ PTB}$$

Este mismo procedimiento presentado para los desaladores será utilizado para cada uno de los casos de operación evaluados, cuyos resultados son reportados en la tabla 4.28.

## **B. Cálculos necesarios para la determinación de las limitaciones cuando hay cambio de patrón de diluyente**

En esta parte se calcularán las especificaciones que serán utilizadas para introducir en el simulador a la corriente de crudo diluido y realizar las corridas de los casos que fueron mencionados en la sección 3.4.

- **Cálculo del volumen de diluyente y de formación utilizando la mezcla del caso original**

Sustituyendo los datos de la tabla 3.14 en la ecuación 3.22 se obtiene el volumen de diluyente:

$$V_d = 136.080 \text{ bpd} \times \frac{(0,9529 - 1,0000) \text{ g/cm}^3}{(0,7796 - 1,0000) \text{ g/cm}^3} = 29.080,62 \text{ bpd de diluyente}$$

Este valor será reflejado en la tabla 4.43

Luego se sustituye  $V_d$  y  $V_m$  en la ecuación 3.21 y se obtiene el volumen de formación:

$$V_f = (136.080 - 29.080,62) \text{ bpd} = 107.000 \text{ bpd de crudo de formación}$$

Este resultado se mostrará en la tabla 4.43.

- **Cálculo de la relación crudo/diluyente**

Sustituyendo los datos de la tabla 3.14 así como el volumen de diluyente y formación obtenidos anteriormente en la ecuación 3.31, se tiene que la relación crudo/diluyente es:

$$\text{Relación} = \frac{V_d}{V_f} = \frac{29.080,62 \text{ bpd}}{107.000 \text{ bpd}} = \frac{(0,9529 - 1,0000) \text{ g/cm}^3}{(0,7796 - 0,9529) \text{ g/cm}^3} = 0,27$$

Lo que quiere decir que se necesitan 0,27 barriles de diluyente diarios por cada barril de crudo de formación.

Este valor será reportado en la tabla 4.43.

- **Cálculo de la mezcla crudo/diluyente para el caso 1 (Manteniendo el flujo de formación del caso base)**

Como se mantiene el volumen del crudo de formación por medio de la relación de crudo/diluyente se determina el volumen del diluyente por lo cual la suma algebraica de estos da la mezcla requerida:

Por medio de la ecuación 3.31 y tomando el flujo de crudo de formación del caso base de la tabla 4.43 se tiene:

$$V_d = 65.255,77 \text{ bpd} \times 0,27 = 17.619,06 \text{ bpd de diluyente}$$

Este valor será reflejado en la tabla 4.43

Por lo tanto mediante la ecuación 3.20 se obtiene la mezcla de crudo/diluyente:

$$V_m = (65.255,77 + 17.619,06) \text{ bpd} = 82.874,83 \text{ bpd de mezcla diluida}$$

Este valor será presentado en la tabla 4.43.

- **Cálculo de los flujos de vapor y agua asociados al crudo de formación para el caso 2 (Aumentando el crudo de formación)**

Como la relación de gas/petróleo es de 222 pce/bbl (tabla 3.14), se tiene para el flujo de gas en la nueva cantidad de crudo de formación lo siguiente:

El nuevo flujo de crudo de formación obtenido anteriormente por medio de la ecuación 3.21 es de 107000 bpd y sustituyendo en la relación dada se tiene:

Tomando como base 1 día:

$$222 \frac{\text{pce}}{\text{bpd}} \times 107.000 \text{ bpd} = 23.754.000 \text{ pce} = 23,75 \text{ MMpced}$$

Este valor será reportado en la tabla 4.43

El flujo de agua se determinó mediante la siguiente relación:

$$\frac{18.279,97 \text{ bapd}}{65.255,77 \text{ bpd}} \times 117.000 \text{ bpd} = 29.973,70 \text{ bapd}$$

Este valor será reflejado en la tabla 4.43.

**C. Cálculo necesario para las estrategias de operación para cuando hay cambio de patrón de diluyente y variación de flujo de alimentación:**

Sustituyendo los valores del poder calorífico bajo (LHV) y del calor intercambiado en los hornos (Q) para el caso 20% tomados de la tabla 3.6, en la ecuación 3.32 se tiene:

$$G_c = \frac{6.504.500 \text{ Btu/h}}{0,8 \times 861,89 \text{ Btu/pies}^3} = 9.433,48 \text{ pies}^3/\text{h}$$

Este mismo cálculo se realizó para los demás casos de operación tanto para cada una de las variaciones del flujo de alimentación como para los casos establecidos en la evaluación del cambio de patrón de diluyente; cuyos resultados se presentan en la sección 4.4.



## CAPÍTULO 4 DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 4.1 Análisis de los efectos producidos por las variaciones de flujo de alimentación a la planta sobre las condiciones de diseño, por medio de balances de masa y energía

Una vez conocidas las capacidades de los equipos del proceso de separación y tratamiento, se procedió a analizar los resultados para su evaluación en cuanto a las condiciones de diseño. El estudio se basó en un solo módulo de producción y un tren de tratamiento, ya que los tres módulos son similares.

#### 4.1.1 Análisis del proceso para cada uno de los escenarios planteados

Para una mejor comprensión, la discusión de los resultados correspondiente a este objetivo se realizará para cada equipo por separado.

##### 4.1.1.1 Separador trifásico

A continuación se muestran los resultados arrojados por los simuladores Pro/II y Pipephase para el separador trifásico, en cuanto a las condiciones de operación del equipo y de las corrientes de flujo. También se expresan los resultados obtenidos de las variables afectadas por el cambio de flujo y sus respectivas desviaciones con el caso base 100%.

**Tabla 4.1. Alimentación a los cuatros separadores trifásico del proceso obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.**

		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Flujo masico	lb/día	2.200.356	19.561.688	21.123.341	31.685.012	42.246.756	63.370.136
Flujo volum. bruto	bbl/día	160.247	32.049	64.099	96.148	128.198	192.296
Flujo volum. Bruto @ T, P	bbl/día	154.982	30.997	61.993	92.989	123.986	185.979
Flujo volum. gas	bbl/día	12,8	2,6	5,2	7,8	10,4	15,6
	MMpced	4,26	0,85	1,7	2,56	3,41	5,11
Flujo volum. agua	bbl/día	18.299	3.656	7.317	10.979	14.639	21.959
Flujo volum. crudo neto	bbl/día	136.684	27.341	54.673	82.010	109.347	164.020
Temperatura operación	°F	89,14					
Presión operación	psig	59,3					
Viscosidad crudo @ T,P	cP	87,16					
Viscosidad gas @ T, P	cP	0,01					

De acuerdo a las condiciones obtenidas en el simulador Pro/ II mostradas en la tabla 4.1, para este equipo no se presenta ningún efecto en cuanto a presión y temperatura para todos los casos, ya que se trabajó en las mismas condiciones del caso de 100%, por lo tanto las propiedades evaluadas no sufren ningún cambio.

En la tabla 4.2, se tiene que para el caso de 120% de operación se opera con la máxima cantidad de gas y agua que se establece en el diseño. En los otros casos de operación no se observaron efectos desfavorables para proceso.

**Tabla 4.2. Condiciones de operación de entrada de cada uno de los separadores trifásicos obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.**

		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Flujo masico	lb/día	13.200.000	2.640.000	5.280.000	7.921.253	10.561.689	15.842.534
Flujo volum. bruto	bbl/día	40.061,72	8.012,33	16.024,66	24.037,03	32.049,38	48.074,07
Flujo volum. bruto @ T, P	bbl/día	38.745,68	7.749,14	15.498,25	23.247,37	30.996,49	46.494,73
Flujo neto de crudo	bbl/día	34.170,89	6.834,18	13.668,33	20.502,5	27.336,66	41.004,98
Flujo de agua	bbl/día	4.574,79	914,96	1.829,92	2.744,87	3.659,83	5.489,75
Flujo de gas	MMpced	3,2	0,65	1,3	1,9	2,3	3,9
Caída de presión del separador trifásico	psi	4					
Agua y sedimentos	%	11,42					

En la tabla 4.3, se observa que el área ocupada por el gas va aumentando a medida que el flujo aumenta. Para determinar el volumen de retención se mantuvo el tiempo de respuesta del operador de 5 minutos establecido en el diseño, por lo cual se notaron discrepancias en el volumen de retención de los líquidos inmiscibles (crudo-agua) entre el nivel alto ( $N_{AL}$ ) y bajo ( $N_{BL}$ ), para los casos del 20%, 40% ,60% y 80%; debido a que éste tiempo de respuesta de 5 minutos es insuficiente para mantener el volumen de retención de diseño. Por lo tanto se estimo el tiempo de respuesta del operador necesario para mantener el volumen de diseño presentado en la tabla 4.4, que una vez comparado con el tiempo de respuesta del operador establecido en el diseño se puede decir que a medida que el flujo disminuye el operador tendrá mas tiempo de contingencia para cambiar de nivel de acuerdo al volumen de retención de diseño tanto para la fase liviana como la fase pesada.

**Tabla 4.3. Resultados de las variables afectadas por el cambio de flujo mediante las ecuaciones presentadas para el separador trifásico.**

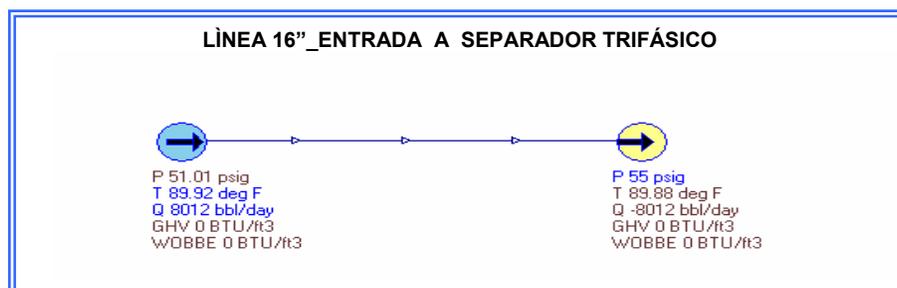
		20%	40%	60%	80%	120%	Caso de diseño
Velocidad permisible del flujo de vapor	pies/s	2,516					
Área vertical para el flujo de vapor por encima del NAAL	pies <sup>2</sup>	2,99	5,98	8,97	11,96	17,9	17,9
Volumen de retención de operación del líquido liviano entre el nivel NAL y el NAAL (o entre NBL y NBBL)	pies <sup>3</sup>	144	276	414	552	831	894
Volumen de retención de operación del líquido liviano entre el nivel NAL y el NBL	pies <sup>3</sup>	288	552	828	1.104	1.662	1.788
Volumen de retención de operación del líquido pesado entre el nivel NAL y el NBL	pies <sup>3</sup>	18	36	54	72	108	106,85

A continuación en la tabla 4.4 se muestra el tiempo de respuesta del operador necesario para garantizar que el volumen de retención en los separadores trifásicos establecidos en el diseño para cada uno de los casos estudiados.

**Tabla 4.4. Tiempo de respuesta al operador para los separadores trifásicos.**

Casos de operación	Tiempo de respuesta al operador, min
20%	31
40%	16,20
60%	10,80
80%	8,10
120%	5

La figura 4.1, muestra el esquema realizado en el simulador Pipephase, para evaluar la línea de flujo de la alimentación al separador trifásico.



**Figura 4.1. Esquema de simulación de la línea de alimentación al separador trifásico.**

En la tabla 4.5 se muestran los resultados de la evaluación de la tubería de alimentación de cada separador trifásico para cada uno de los casos estudiados. En ella se observa que la velocidad es muy baja y no entra en el rango establecido para los tres primeros casos, lo cual pudiera causar sedimentación y acumulación de arena en las tuberías; dicha disminución se debe a que las tuberías poseen un diámetro muy grande para el poco caudal que fluye por las mismas. En cambio cuando el proceso opera con el 120% del flujo base se tiene mayor velocidad pero no la suficiente para entrar dentro de la condición recomendada. A pesar de esto si se cumple con lo establecido para la caída de presión en las líneas de flujo para todos los casos, por lo cual se puede decir que éstas cumplen con la norma PDVSA L-TP 1.5.

**Tabla 4.5. Resultados de la línea de alimentación al separador trifásico para cada variación del flujo de alimentación.**

	Link de las tuberías	Diámetro selecc. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. Recom. pies/s	Ubicación	Numero de líneas según el DTI (anexo D.4)
<b>Caso base (100%)</b>	<b>L019</b>	16	0,36	4,0	2,05	5-15	Alimentación hacia separadores trifásico	16"-P-01-0005 AA1/ 16"-P-01-0006-AA1/ 16"-P-01-0007-AA1/ 16"-P-01-0008-AA1/
<b>20%</b>	<b>L019</b>	16	0,072	4,0	0,41	5-15	Alimentación hacia separadores trifásico	
<b>60%</b>	<b>L019</b>	16	0,22	4,0	1,23	5-15	Alimentación hacia separadores trifásico	
<b>80%</b>	<b>L019</b>	16	0,29	4,0	1,64	5-15	Alimentación hacia separadores trifásico	
<b>120%</b>	<b>L019</b>	16	0,43	4,0	2,46	5-15	Alimentación hacia separadores trifásico	

#### 4.1.1.2 Tanque de carga

En la tabla 4.6 se muestran las condiciones de operación de la corriente de entrada al tanque de carga, observándose que no se produce ningún cambio sobre las propiedades del crudo, ya que la evaluación se realizó con las mismas condiciones de operación del caso base (100%), esto cumple para todos los casos estudiados.

**Tabla 4.6. Condiciones de operación de la corriente de entrada al tanque de carga obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.**

		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Flujo volum. de entrada	bbl/día	147.596	29.519	59.038	88.557	118.076	177.115
Temperatura operación	°F	90,05					
Presión operación	psig	50,30					
Viscosidad crudo	cP	164,07					
Viscosidad gas	cP	0,01					
Presión del tanque	psig	10,30					

Los tanques de carga generan gases por el llenado y vaciado del mismo, donde los resultados obtenidos del requerimiento de venteo por el líquido de entrada y por efecto térmico, se presentan a continuación:

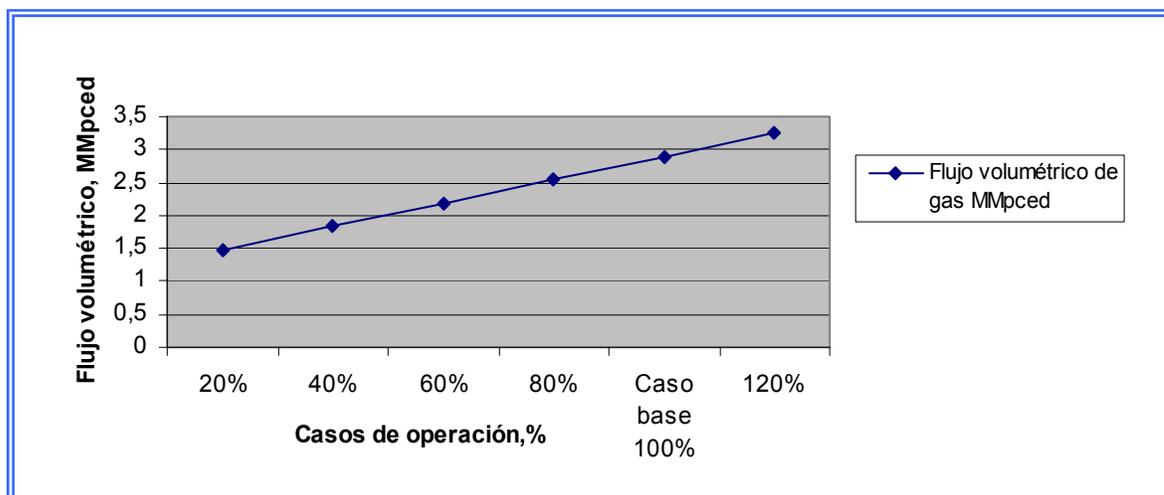
**Tabla 4.7. Requerimiento de venteo total hacia el sistema de disposición devapores para cada variación del flujo de alimentación.**

		Caso base 100%	20%	40%	60%	80%	120%
<b>Modo de llenado: Tanque recibiendo y otro despachando</b>							
Requerimiento de venteo por entrada de líquido al tanque	pceh	73.798	14.760	29.519	44.279	59.038	88.558
	MMpced	1,77	0,35	0,71	1,06	1,42	2,13
Requerimiento de venteo por efecto térmico	pceh	46880					
	MMpced	1,13					
<b>Requerimiento de venteo total a la REVA<sup>(1)</sup></b>	<b>MMpced</b>	<b>2,9</b>	<b>1,48</b>	<b>1,84</b>	<b>2,19</b>	<b>2,55</b>	<b>3,26</b>

Nota: (1): sistema de recuperación de vapor

En la tabla 4.7, se observa que el gas enviado al sistema de recuperación de vapor en los casos 20, 40 y 60 %, es insuficiente para que el sistema funcione, ya que lo mínimo que puede manejar la REVA es 2,4 MMpced correspondiente al 48% del valor máximo (5 MMpced). En la figura 4.2 se puede visualizar el flujo volumétrico de gas

enviado a la REVA donde dicho comportamiento es que a medida que el flujo de alimentación a la planta aumenta la cantidad de vapor se va incrementando.



**Figura 4.2. Flujo volumétrico de gas enviado al sistema de recuperación de vapor (REVA).**

Con respecto a los niveles de operación alto y bajo mostrados en la tabla 4.8 para los cuatro primeros caso de operación; en comparación con los niveles establecidos para el diseño se vieron afectados, ya que el tiempo de 20 minutos utilizado en el diseño para cambiar de nivel no fue suficiente; en cambio para el caso de operación del 120% los niveles obtenidos se ajustan a los señalados en el diseño de este equipo, por lo cual en este caso el tiempo de respuesta al operador de 20 minutos es suficiente para que el operador accione la alarma y cambiar de nivel. Por lo cual se determinó el tiempo de respuesta necesario para que el operador accione la alarma para cada uno de los casos estudiados cuando disminuye el flujo de alimentación.

**Tabla 4.8. Resultados de los niveles de operación y el tiempo de respuesta al operador para los tanques de carga.**

		Caso de diseño	20%	40%	60%	80%	120%
Nivel alto- alto de operación (N <sub>AAL</sub> )	pies	46					
Diferencia entre nivel alto-alto y nivel bajo / nivel bajo-bajo y nivel alto de operación	pulg	12	2	4	5,27	7,03	12
Nivel alto de operación (N <sub>AL</sub> )	pies	44	45,80	45,67	45,56	45,41	44
Nivel bajo de operación (N <sub>BL</sub> )	pies	7	6,17	6,33	6,44	6,59	7
Nivel bajo bajo de operación (N <sub>BBL</sub> )	pies	6					
Tiempo de respuesta al operador	min	20	136,56	68,29	45,53	34,15	20

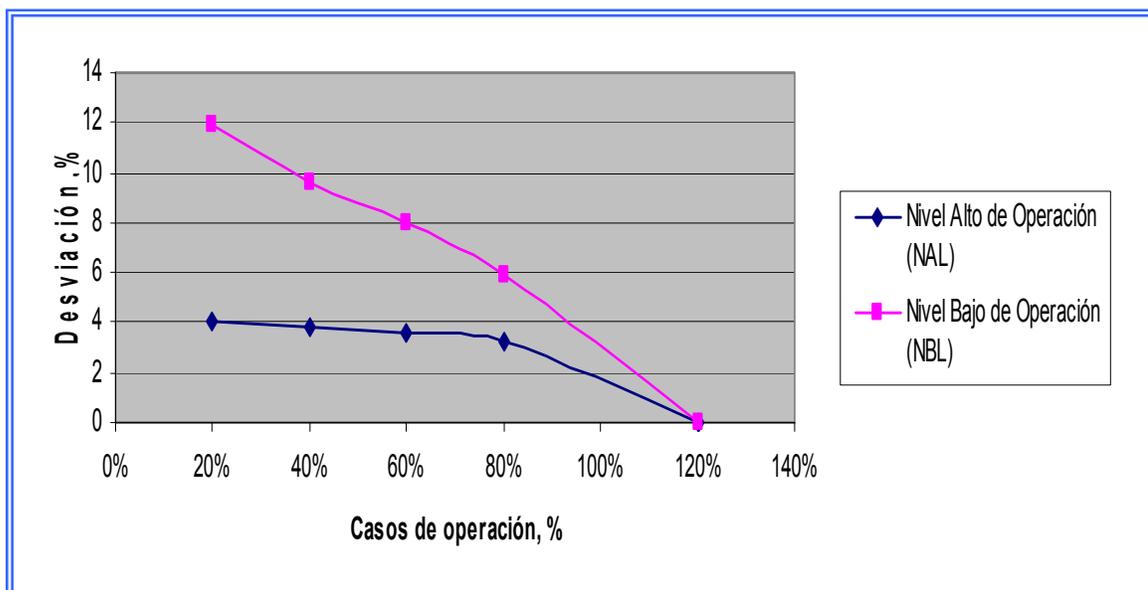
Para observar que tanto se desviaron los niveles de operación alto y bajo con respecto a los niveles establecidos en el diseño se determino las desviaciones para cada uno de los casos estudiados y los resultados se muestran en la tabla 4.9.

A continuación se muestra que tanto se desviaron los niveles de operación de cada uno de los casos con respecto a los niveles del diseño manteniendo un tiempo de respuesta del operador de 20 minutos, según los criterios de diseño.

**Tabla 4.9. Porcentaje de desviación de los niveles de operación del tanque de carga con respecto a los valores del diseño.**

	Nivel alto de Operación (N <sub>AL</sub> ), %	Nivel Bajo de Operación (N <sub>BL</sub> ), %
20%	4,09	11,86
40%	3,80	9,57
60%	3,55	8
80%	3,20	5,86
120%	-	-

En la tabla 4.9 se puede observar que la desviación de los niveles de operación aumenta a medida que el flujo disminuye, lo cual se puede atribuir y respaldar lo citado anteriormente de que el tiempo de respuesta del operador de 20 minutos no fue suficiente para evitar variación con respecto a los niveles de operación del diseño del tanque de carga. En la siguiente figura se puede ver la tendencia de este comportamiento:



**Figura 4.3. Tendencia de la desviación de los niveles de operación del tanque de carga con respecto a los niveles de diseño.**

Para las líneas de flujo que se reflejan en la tabla 4.10 para los casos evaluados, la velocidad no entra en el rango recomendado, pero la caída de presión si cumple con lo establecido, por lo que se cumple con la norma PDVSA L-TP 1.5.

**Tabla 4.10. Resultados de la línea de alimentación de los tanques de carga para cada variación del flujo de alimentación.**

	Link de las tuberías	Diámetro selecc. pulg.	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación	Numero de líneas según el DTI (anexo D.5)
<b>Caso base (100%)</b>	<b>L009/12/15/17</b>	20	0,78	<b>4</b>	2,75	<b>5-15</b>	Cabezal de recolección crudo hacia tanques de carga	20"-P-01-0029-AA1
	<b>L021</b>	24	0,245	<b>4</b>	3,05	<b>5-15</b>	Cabezal alimentación tanques de carga	24"-P-01-0034-AA1
	<b>L023</b>	24	-	<b>4</b>	2,87	<b>5-15</b>	Tubería alimentación tanque de carga	24"-P-01-0035-AA1 24"-P-01-0036-AA1
<b>20%</b>	<b>L009/12/15/17</b>	20	0,11	<b>4</b>	0,96	<b>5-15</b>	Cabezal de recolección crudo hacia tanques de carga	
	<b>L021</b>	24	0,052	<b>4</b>	0,66	<b>5-15</b>	Cabezal alimentación tanques de carga	
	<b>L023</b>	24	-	<b>4</b>	0,62	<b>5-15</b>	Tubería alimentación tanque de carga	
<b>40%</b>	<b>L009</b>	20	0,055	<b>4</b>	0,48	<b>5-15</b>	Cabezal de recolección crudo hacia tanques de carga	
	<b>L012</b>	20	0,11	<b>4</b>	0,96	<b>5-15</b>		
	<b>L015</b>	20	0,17	<b>4</b>	1,44	<b>5-15</b>		
	<b>L017</b>	20	0,22	<b>4</b>	1,93	<b>5-15</b>		
	<b>L021</b>	24	0,1	<b>4</b>	1,32	<b>5-15</b>	Cabezal alimentación tanques de carga	
	<b>L023</b>	24	-	<b>4</b>	1,24	<b>5-15</b>	Tubería alimentación tanque de carga	

**Tabla 4.10. Resultados de la línea de alimentación de los tanques de carga para cada variación del flujo de alimentación. (Continuación).**

	Link de las tuberías	Diámetro selecc. pulg.	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación
<b>60%</b>	L009	20	0,083	4	0,72	5-15	Cabezal de recolección crudo hacia tanques de carga
	L012	20	0,17	4	1,44	5-15	
	L015	20	0,25	4	2,17	5-15	
	L017	20	0,33	4	2,89	5-15	
	L021	24	0,16	4	1,98	5-15	Cabezal alimentación tanques de carga
	L023	24	-	4	1,86	5-15	Tubería alimentación tanque de carga
<b>80%</b>	L009	20	0,1	4	0,96	5-15	Cabezal de recolección crudo hacia tanques de carga
	L012	20	0,22	4	1,93	5-15	
	L015	20	0,33	4	2,89	5-15	
	L017	20	0,44	4	3,85	5-15	
	L021	24	0,21	4	2,64	5-15	Cabezal alimentación tanques de carga
	L023	24	-	4	2,48	5-15	Tubería alimentación tanque de carga
<b>120%</b>	L009	20	0,17	4	1,44	5-15	Cabezal de recolección crudo hacia tanques de carga
	L012	20	0,33	4	2,89	5-15	
	L015	20	0,5	4	4,33	5-15	
	L017	20	0,31	4	3,96	5-15	
	L021	24	0,31	4	3,96	5-15	Cabezal alimentación tanques de carga
	L023	24	-	4	3,72	5-15	Tubería alimentación tanque de carga

#### 4.1.1.3 Bombas de Carga

Los resultados obtenidos de la evaluación de las corrientes de entrada a las bombas de carga por medio del simulador Pro/ II se presentan a continuación:

**Tabla 4.11. Condiciones de operación de la alimentación a las bombas de carga obtenidas del simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.**

		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Temperatura debombeo	°F	90					
Presión	psig	10,30					
Flujo volumétrico total	bpd/ gpm	147.176/ 4.292,64	29.435/ 858,52	58.870/ 1.717,05	88.305/ 2.575,58	117.740/ 3.434,10	176.611/ 5.151,16
Flujo volumétrico a cada bomba de carga	bpd/ gpm	36.794/ 1.073,16	7.359/ 214,63	14.718/ 429	22.076/ 643,89	29.435/ 858,53	44.153/ 1.287,79
Gravedad especifica		0,96					
Densidad	lb/pies <sup>3</sup>	59,28					

En la tabla 4.11, se muestran las condiciones de operación de la alimentación a las bombas de carga, donde se puede observar que el flujo de 214,63 gpm para el caso de 20% y 429 gpm para el 40% no es suficiente para trabajar con cuatro bombas ya que la capacidad mínima requerida es de 430 gpm para una bomba cuyo valor se muestra en la hoja de datos del equipo (anexo B.3). Esto pudiera ocasionar sobrecalentamiento del fluido produciendo la evaporación o la recirculación del mismo, lo cual a su vez pudiera dar origen al fenómeno de cavitación.

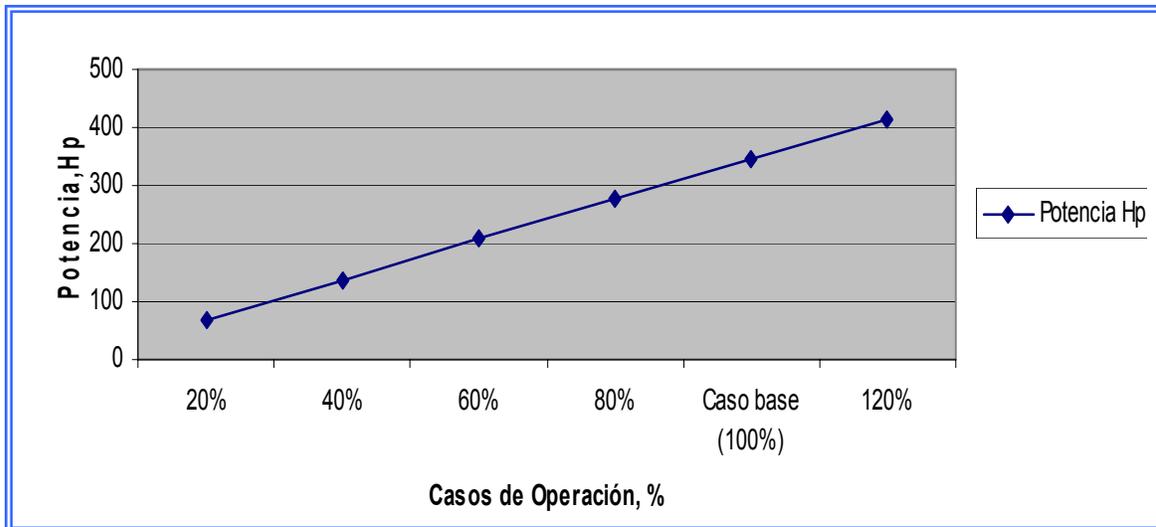
Las bombas de carga de los otros casos estudiados el 60%, 80% y 120% si pueden operar eficientemente en cuanto a su capacidad. En cuanto a las otras propiedades reflejadas en dicha tabla no se observaron diferencias significativas, ya que se trabajó a las mismas condiciones del caso base (100%) para todos los casos.

Conocidas las corrientes de entrada a las bombas de carga se logro obtener las condiciones de operación del equipo mostradas en la tabla 4.12, donde se puede apreciar que la presión de succión de los casos 20% y 40% no entran en el rango presentado en las hojas de datos del equipo (anexo B.3).

**Tabla 4.12. Condiciones de operación de cada bomba de carga obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.**

		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Presión de succión	psig	-2,38	2,55	1,32	0,09	-1,14	-3,61
Temperatura	°F	94,15	94,25	94,26	94,26	94,26	94,25
Aumento de Presión	psi	249,68					
Potencia	hp	346,45	69,18	138,59	207,89	277,19	415,07
Cabezal	pies	847,21	845,85	847,30	845,30	847,30	845,85
Viscosidad	cp	178,11					

En la tabla 4.12 se muestran las condiciones de operación de las bombas de carga, Cabe mencionar que los requerimientos en cuanto a potencia aumentan a medida que el caudal es mayor en comparación con los del caso base (100%), debido a que se necesita más energía. Este comportamiento puede observarse mejor en la figura 4.4, la cual se presenta a continuación:

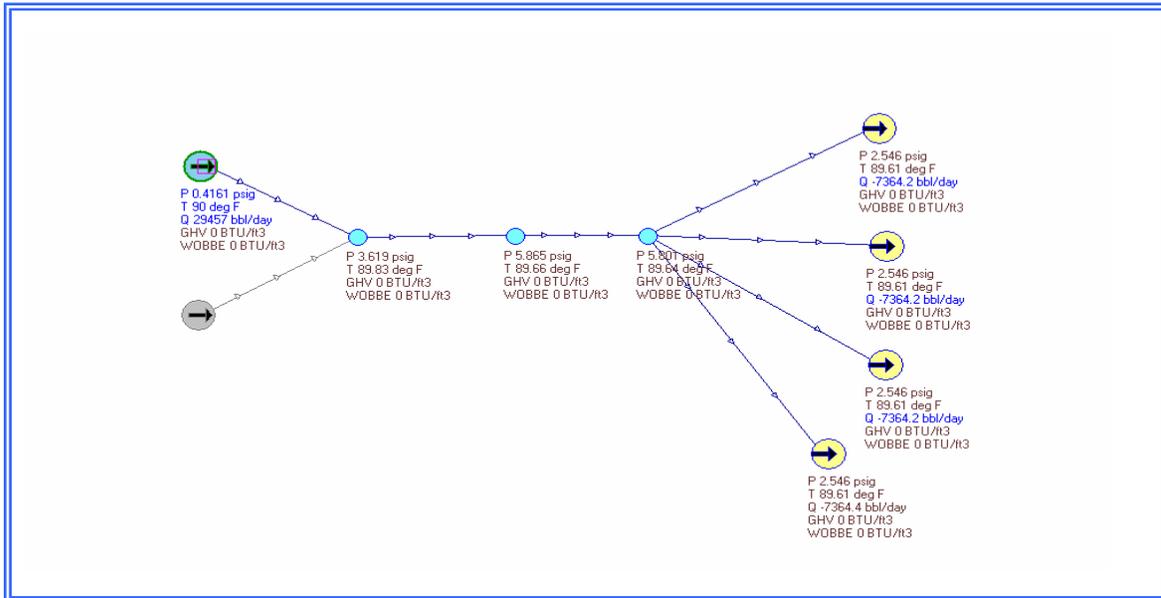


**Figura 4.4. Potencia de las bombas de cargas para cada escenario del flujo de alimentación.**

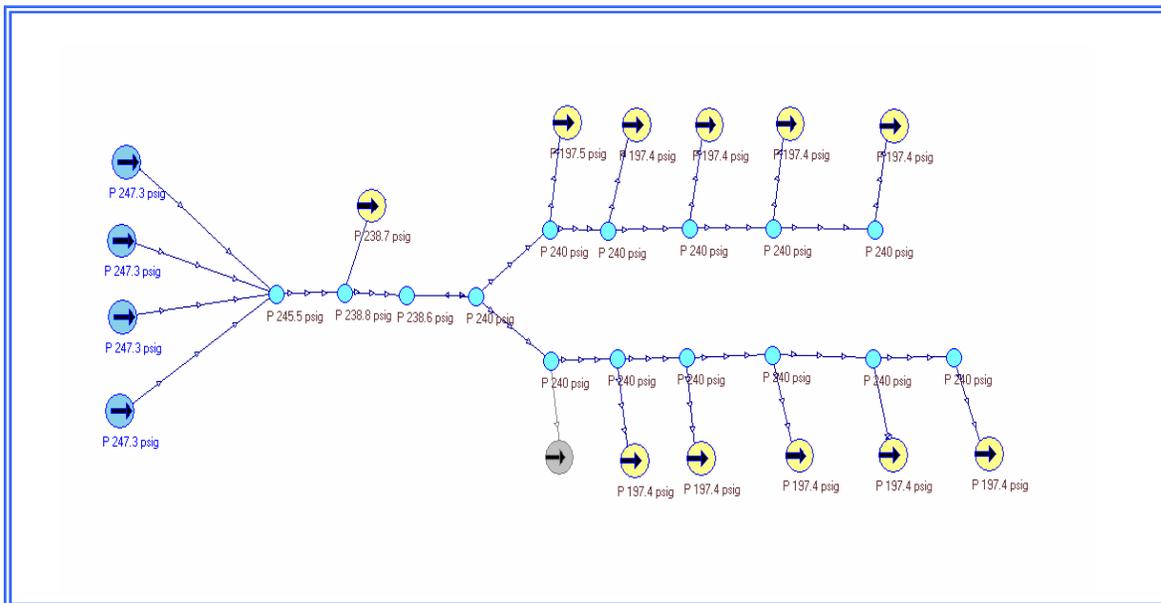
Es importante resaltar que en el cabezal de la bomba no se presentaron cambios apreciables con respecto al caso base.

A continuación se presenta la evaluación de las tuberías de alimentación y descarga de las bombas de carga:

Las figuras 4.5 y 4.6 presentan los esquemas de la simulación realizada en pipehase para la evaluación hidráulica de las líneas de flujo de la alimentación y descarga de las bombas.



**Figura 4.5. Esquema de la simulación de las líneas de succión de las bombas de carga provenientes de los tanques de carga.**



**Figura 4.6. Esquema de la simulación de las líneas de descarga de las bombas de carga hacia los intercambiadores crudo-crudo (lado carcasa).**

Una vez realizada la evaluación hidráulica de la alimentación a las bombas de carga se obtuvieron las caídas de presión y velocidad que adquiere el fluido para cada uno de los casos estudiados, los cuales se muestran en la tabla 4.13.

**Tabla 4.13. Resultados de la línea de alimentación de las bombas de carga para cada variación del flujo de alimentación.**

	Link de las tuberías	Diámetro selecc. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación	Numero de líneas según el DTI (anexo D.6)
<b>Caso base (100%)</b>	L001	24	0,30	<b>0,4</b>	3,29	<b>4-8</b>	Líneas de salida de los tanques de carga	24"-P-01-0037-AA1. 24"-P-01-0038-AA1.
	L002	24	0,30	<b>0,4</b>	3,29	<b>4-8</b>	Cabezal de succión bombas de carga	24"-P-01-0039-AA1.
	L003/04/05/13	12	0,93	<b>0,4</b>	3,6	<b>4-8</b>	Líneas de succión bombas de carga	12"-P-01-0040-AA1. 12"-P-01-0041-AA1. 12"-P-01-0042-AA1.
<b>20%</b>	L001	24	0,057	<b>0,4</b>	0,7	<b>4-8</b>	Líneas de salida de los tanques de carga	
	L002	24	0,057	<b>0,4</b>	0,7	<b>4-8</b>	Cabezal de succión bombas de carga	
	L003/04/05/13	12	0,20	<b>0,4</b>	0,6	<b>4-8</b>	Líneas de succión bombas de carga	
<b>40%</b>	L001	24	0,10	<b>0,4</b>	1,32	<b>4-8</b>	Líneas de salida de los tanques de carga	
	L002	24	0,10	<b>0,4</b>	1,32	<b>4-8</b>	Cabezal de succión bombas de carga	
	L003/04/05/13	12	0,50	<b>0,4</b>	1,58	<b>4-8</b>	Líneas de succión bombas de	

							carga	
--	--	--	--	--	--	--	-------	--

**Tabla 4.13. Resultados de la línea de alimentación de las bombas de carga para cada variación del flujo de alimentación. (Continuación).**

	Link de las tuberías	Diámetro selecc. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación
<b>60%</b>	L001	24	0,17	<b>0,4</b>	1,98	<b>4-8</b>	Líneas de salida de los tanques de carga
	L002	24	0,17	<b>0,4</b>	1,98	<b>4-8</b>	Cabezal de succión bombas de carga
	L003/ 04/05/13	12	0,74	<b>0,4</b>	2,37	<b>4-8</b>	Líneas de succión bombas de carga
<b>80%</b>	L001	24	0,23	<b>0,4</b>	2,63	<b>4-8</b>	Líneas de salida de los tanques de carga
	L002	24	0,23	<b>0,4</b>	2,63	<b>4-8</b>	Cabezal de succión bombas de carga
	L003/ 04/05/13	12	0,99	<b>0,4</b>	3,16	<b>4-8</b>	Líneas de succión bombas de carga
<b>120%</b>	L001	24	0,34	<b>0,4</b>	3,95	<b>4-8</b>	Líneas de salida de los tanques de carga
	L002	24	0,34	<b>0,4</b>	3,95	<b>4-8</b>	Cabezal de succión bombas de carga
	L003/ 04/05/13	12	1	<b>0,4</b>	4,74	<b>4-8</b>	Líneas de succión bombas de carga

En ella se observa que para los cuatro primeros casos se cumple solo con el parámetro de la caída de presión en la alimentación. Para el caso de 120%, la tubería a la salida del tanque de carga hasta el cabezal de las bombas de carga se cumple con el parámetro de caída de presión pero para las tuberías L003/04/05 que corresponden a la succión de las bombas, la velocidad es la que entra en el rango establecido teniendo una caída de presión muy alta, excediendo lo máximo recomendado.

También se realizó la evaluación de las líneas de descarga de las bombas obteniéndose los siguientes resultados:

**Tabla 4.14. Resultados de las líneas descarga de las bombas de carga para cada variación del flujo de alimentación.**

	Link de las tuberías	Diámetro selecc. pulg	$\Delta P/100$ Pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación	Numero de líneas según el DTI (anexo D.6)
<b>Caso base (100%)</b>	L007/ L008/ L009/ L010	10	2	<b>2,0</b>	5,33	<b>10 - 15</b>	Líneas de descarga bombas de carga	10"-P-01-0045-BA1. 10"-P-01-0046-BA1. 10"-P-01-0047-BA1. 10"-P-01-0048-BA1.
	L011	16	2	<b>4,0</b>	9,04	<b>5-15</b>	Cabezal de descarga	16"-P-01-0050-BA1.
	L012	12	2	<b>4,0</b>	7,12	<b>5-15</b>	Bifurcación hacia cabezal de cada tren	12"-P-01-1052-BA1 (Tren 1). 12"-P-01-2052-BA1 (Tren 2).
<b>20%</b>	L007/ L008/ L009/ L010	10	0,41	<b>2,0</b>	0,38	<b>10 - 15</b>	Líneas de descarga bombas de carga	
	L011	16	0,28	<b>4,0</b>	1,51	<b>5-15</b>	Cabezal de descarga	
	L012	12	0,34	<b>4,0</b>	1,19	<b>5-15</b>	Bifurcación hacia cabezal de cada tren	
<b>40%</b>	L007/ L008 L009/ L010	10	0,70	<b>2,0</b>	1,78	<b>10 - 15</b>	Líneas de descarga bombas de carga	
	L011	16	0,50	<b>4,0</b>	3,01	<b>5-15</b>	Cabezal de descarga	
	L012	12	0,69	<b>4,0</b>	2,37	<b>5-15</b>	Bifurcación hacia cabezal de cada tren	
<b>60%</b>	L007/ L008 L009/ L010	10	1	<b>2,0</b>	2,66	<b>10 - 15</b>	Líneas de descarga bombas de carga	
							Cabezal de	

	L011	16	0,83	4,0	4,52	5-15	
	L012	12	1	4,0	3,56	5-15	Bifurcación hacia cabezal de cada tren

**Tabla 4.14. Resultados de las líneas descarga de las bombas de carga para cada variación del flujo de alimentación. (Continuación).**

	Link de las tuberías	Diámetro Seleccionado. pulg.	$\Delta P/100$ Pies Calc. Psi	$\Delta P/100$ pies Recomend. Psi	Veloc. pies/s	Veloc. Recomend. pies/s	Ubicación
80%	L007/ L008 L009/ L010	10	2	2,0	3,55	10 - 15	Líneas de descarga bombas de carga
	L011	16	1	4,0	6,03	5-15	Cabezal de descarga
	L012	12	1	4,0	4,75	5-15	Bifurcación hacia cabezal de cada tren
120%	L007/ L008 L009/ L010	10	2	2,0	5,33	10 - 15	Líneas de descarga bombas de carga
	L011	16	2	4,0	9,04	5-15	Cabezal de descarga
	L012	12	2	4,0	7,12	5-15	Bifurcación hacia cabezal de cada tren

En la tabla 4.14 que reflejan los resultados correspondientes a las tuberías de descarga, obtenidos mediante el simulador de Pipephase. Se puede ver que para los casos del 20%, 40% y 60%, se cumple con el parámetro de caída de presión. Para el 80% todas las líneas cumplen con la caída de presión, pero la L011 (cabezal de descarga) cumple también con el parámetro de la velocidad. Para el caso 120 %, las tuberías de la descarga de las bombas cumplen con el parámetro de caída de presión, las del cabezal de descarga y la bifurcación hacia el cabezal de cada tren cumplen con las dos variables evaluadas. De acuerdo a lo anterior se tiene que tanto las líneas de alimentación y descarga de las bombas cumplen con la norma PDVSA L-TP 1.5.

#### 4.1.1.4 Intercambiadores de calor de tubo y coraza

En esta sección se muestran los resultados que se obtuvieron a partir de los simuladores de Pro/II y Pipephase, para cada tipo de intercambiador de calor que operan en el sistema de precalentamiento del proceso. En la tabla 4.15 se muestran las condiciones de operación obtenidas de las corrientes de entrada y salida de los

intercambiadores de calor crudo – crudo, para cada uno de los casos que fueron estudiados.

**Tabla 4.15. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los intercambiadores crudo/crudo obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.**

	DESCRIPCIÓN	Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Entrada lado carcasa (fase líquida)	Temperatura , °F	93,98	94,12	94,09	94,05	94,02	93,96
	Presión, psig	204,70	222,40	218	213,60	209,20	202,200
	Densidad, lb/pies <sup>3</sup>	59,10					
	Conductividad térmica, Btu / h pies °F	0,07					
	Capacidad calorífica, Btu / lb °F	0,47					
	Flujo másico, lb/h	103.299	20.660	41.320	61.981	82.641	123.961
Salida lado carcasa (fase líquida)	Temperatura , °F	170,33	170,79	170,69	170,56	170,40	170,31
	Presión, psig	179,70	197,40	193	188,60	184,20	177,20
	Densidad, lb/pies <sup>3</sup>	57,50	57,12	57,50		57,51	57,50
	Conductividad térmica, Btu / h pies °F	0,06					
	Capacidad calorífica, Btu / lb °F	0,51					
	Flujo másico, lb/h	103.299	20.660	41.320	61.981	82.641	123.961
Entrada lado tubos (fase líquida)	Temperatura , °F	232,85	233,19	233,18	233,09	232,98	232,79
	Presión, psig	63,99	113,30	104,70	94	80,20	49,20
	Densidad, lb/pies <sup>3</sup>	55,90	55,92	55,91		55,90	55,89
	Conductividad térmica, Btu / h pies °F	0,05					
	Capacidad calorífica, Btu / lb °F	0,49					
	Flujo másico, Lb/h	95.428	19.091	38.183	57.274	76.365	114.547
Salida lado tubos (fase líquida)	Temperatura , °F	146					
	Presión, psig	43,99	93,30	84,70	74	60,20	29,20
	Densidad, lb/pies <sup>3</sup>	57,84	57,86	57,87	57,86	57,85	57,83
	Conductividad térmica, Btu / h pies °F	0,05					
	Capacidad calorífica, Btu / lb °F	0,44					
	Flujo másico, lb/h	95.428	19.091	38.183	57.274	76.365	114.547

En la tabla 4.15 se reflejan las condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los intercambiadores crudo/crudo donde se observa que las temperaturas sufrieron ligeros aumentos a medida que hay menos flujo en comparación con el caso base por el lado de la carcasa. En cambio por el lado de los tubos el comportamiento es inverso. En cuanto a las presiones la diferencia si

fue notable tanto para el lado de la carcasa como al lado de los tubos del intercambiador; esto podría ser a causa de la alta presión ejercida por las bombas de carga. El resto de las propiedades mostradas en la tabla antes mencionada no presentan variaciones significantes, ya que en su mayoría dependen de la temperatura. Para el caso de 120% si se obtuvieron temperaturas y presiones menores a la del caso base. Un comportamiento similar presentaron los intercambiadores crudo/agua y agua/agua, cuyos resultados son mostrados en el anexo A.2.

A continuación se muestran en la tabla 4.16, las condiciones de operación del intercambiador crudo/crudo:

**Tabla 4.16. Condiciones de operación de los intercambiadores crudo/crudo obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.**

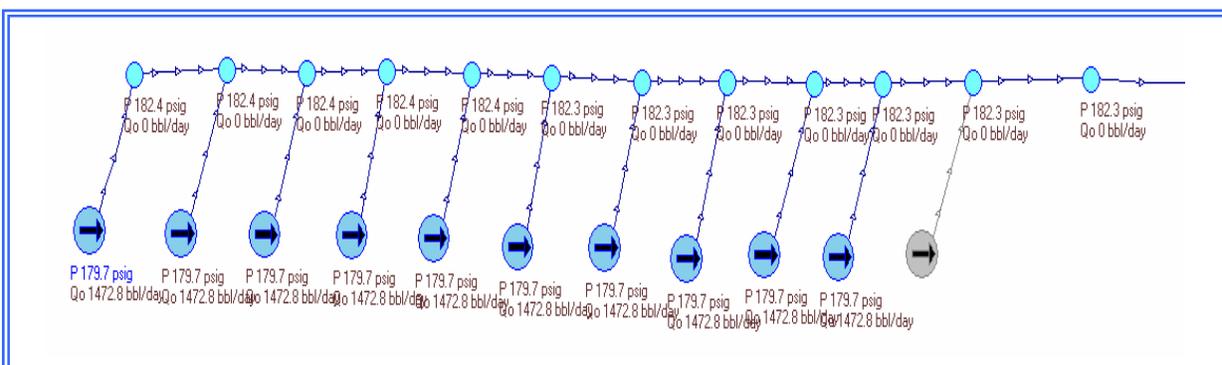
		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Fracción de líquido de la corriente caliente (tubos)		1,0000					
Temperatura de la corriente fría a la salida carcasa	°F	170,33	170,79	170,69	170,56	170,40	170,31
Fracción de líquido de la corriente fría (carcasa)		1,0000					
Calor	MMbtu/h	3,9061	0,7850	1,5684	2,3495	3,1270	4,6873

En la tabla 4.16, se observa que el calor transferido disminuye con respecto al valor del caso base (100%) a medida que existe menos flujo. Esta disminución del calor se debe a la poca cantidad de flujo que entra al equipo, ya que este parámetro (calor) depende del flujo, la capacidad calorífica y de una variación de temperatura. Entonces como para esta evaluación se tomó en consideración fijar la temperatura en el intercambiador por el lado de los tubos a la salida por lo cual el parámetro que varió fue el calor; ya que si se mantuviera el calor intercambiado del caso base se obtendrían temperaturas muy elevadas que no se ajustan a la realidad.

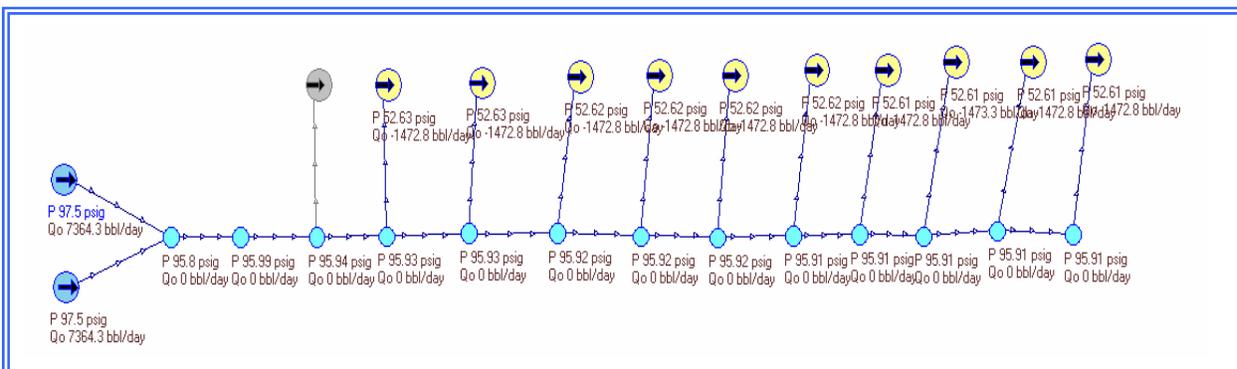
Cabe destacar que cuando se opera al 80% y 120% el intercambiador crudo/agua y en el intercambiador agua-agua (solo el caso de 120%) intercambian calor mayor a lo que soportan éstos equipo, cuyos resultados son mostrados en el anexo A.2. Esto sucede por mantener la temperatura de 146 °F en los intercambiadores de calor crudo-crudo en la salida del lado de los tubos. (ver anexo B.5 y B6).

A continuación se muestran los resultados obtenidos de la simulación hidráulica para la evaluación de las tuberías de los intercambiadores de calor de tubo y coraza.

En las figuras 4.7 y 4.8, se muestran los esquemas de simulación utilizados para evaluar los intercambiadores de calor de tubo y coraza crudo/crudo.



**Figura 4.7. Esquema de la simulación de los intercambiadores crudo/crudo (lado carcasa) al intercambiador crudo/agua.**



**Figura 4.8. Esquema de la alimentación de los intercambiadores crudo/crudo (lado tubo) proveniente de los desaladores.**

De acuerdo con los resultados mostrados en la tabla 4.17 para las líneas de flujo de los intercambiadores crudo/crudo (lado carcasa y tubo), así como también las de el intercambiador crudo/agua (lado carcasa); se puede decir que la caída de presión para el caso de 20% y 40% cumple con lo establecido en la norma de PDVSA para la evaluación hidráulica.

Para los demás casos se observan que las tuberías sufren cambios tanto para la caída de presión como para la velocidad. Al 60%, desde el cabezal de entrada hasta el cabezal de salida de los intercambiadores crudo/crudo (lado carcasa), la caída de presión es menor a lo máximo recomendado. Las líneas L057/58 del cabezal de

salida de los intercambiadores crudo/crudo y las L079/80 del cabezal de entrada a los intercambiadores crudo/crudo (lado tubos), cumplen tanto con la velocidad como la caída de presión. A partir de la línea L081 hasta L089 del cabezal de entrada a los intercambiadores crudo/crudo (lado tubos) cumplen solo con el parámetro de caída de presión. Desde la entrada a la salida del intercambiador crudo/agua (lado carcasa) cumplen con lo recomendado para caída de presión y velocidad.

**Tabla 4.17. Resultados hidráulicos de las líneas de tuberías de los intercambiadores de calor para cada variación del flujo de alimentación**

	Link de las tuberías	Diámetro Seleccionado pulg	$\Delta P/100$ pies Calc. psi	$\Delta P/100$ pies Recomend. Máxima psi	Veloc. pies/s	Veloc. Recomend. pies/s	Ubicación	Numero de líneas según el DTI (anexo D.7 y D.8)
Caso base (100%)	L014/15/16/17/18/20/21/22/23/24	12	1	4,0	3,56	5 - 15	Cabezal de Entrada a los Intercam. C-C (Lado Carcasa)	12"-P-01-1053-BA1
	L026/27/28/29/30/31/32/33/34/35	6	3	4,0	2,91	5 - 15	Líneas de Entrada a los Intercam. C-C (Lado Carcasa)	6"-P-01-1054-BA1 6"-P-01-1055-BA1 6"-P-01-1056-BA1 6"-P-01-1057-BA1 6"-P-01-1058-BA1 6"-P-01-1059-BA1 6"-P-01-1060-BA1 6"-P-01-1061-BA1 6"-P-01-1062-BA1 6"-P-01-1063-BA1 6"-P-01-1064-BA1
	L048/49/50/51/52/53/54/55/56/57/58	10	2	4,0	10,94	5 - 15	Cabezal de Salida Intecam. C-C	10"-P-01-1076-BA1
	L059	10	2	4,0	10,94	5 - 15	Entrada de Crudo/Agua (lado Carcasa)	10"-P-01-1077-BA1
	L059	10	2	4,0	11	5 - 15	Salida de Crudo/Agua (lado Carcasa)	10"-P-01-1077-BA1
	L079/80/81/82/83/84/85/86/87/88/89	10	1	4,0	10,7	5 - 15	Cabezal de entrada a los Intercam. C-C (Lado Tubos)	10"-P-01-1095- AA1-HC
	91/92/93/94/95/96/97/98/99/100	4	2	4,0	6,9	5 - 15	Líneas de Entrada a los Intercam C-C (Lado tubos)	4"-P-01-1096-AA1-HC 4"-P-01-1097-AA1-HC 4"-P-01-1098-AA1-HC 4"-P-01-1099-AA1-HC 4"-P-01-1100-AA1-HC 4"-P-01-1101-AA1-HC 4"-P-01-1102-AA1-HC 4"-P-01-1103-AA1-HC 4"-P-01-1104-AA1-HC 4"-P-01-1105-AA1-HC 4"-P-01-1106-AA1-HC

	L101/102/ 103/104/105/ 106/107/108/ 109/110/111	6	0,47	4,0	3	5 - 15	Líneas de salida de los Intercam. C-C por los tubos	4"-P-01-1107-AA1-HC 4"-P-01-1108-AA1-HC 4"-P-01-1109-AA1-HC 4"-P-01-1110-AA1-HC 4"-P-01-1111-AA1-HC 4"-P-01-1112-AA1-HC 4"-P-01-1113-AA1-HC 4"-P-01-1114-AA1-HC 4"-P-01-1115-AA1-HC 4"-P-01-1116-AA1-HC 4"-P-01-1117-AA1-HC
	L121/123	12	1	4,0	7,27	5 - 15	Cabezal de Salida de los Intercam. C-C (Lado Tubos)	12"-P-01-1118-AA1-HC

C-C: Crudo-Crudo

**Tabla 4.17. Resultados hidráulicos de las líneas de tuberías de los intercambiadores de calor para cada variación del flujo de alimentación (Continuación).**

	Link de las tuberías	Diámetro selecc. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación
20%	L014/15/16	12	0,17	4,0	0,59	5 - 15	Cabezal de entrada a los Intercam. C-C (lado carcasa)
	L017/18	12	0,14	4,0	0,47	5 - 15	
	L019/20	12	0,10	4,0	0,36	5 - 15	
	L021/22	12	0,069	4,0	0,24	5 - 15	
	L023/24	12	0,035	4,0	0,12	5 - 15	
	L026/27/28/29/30/ 31/32/33/34/35	6	0,58	4,0	0,48	5 - 15	Líneas de entrada a los intercám. C-C (lado carcasa)
	L038/39/40/41/42/ 43/44/45/46/47	4	0,18	4,0	1,13	5 - 15	Líneas de salida de intercám. C-C (lado carcasa)
	L048	10	0,005	4,0	0,18	5 - 15	Cabezal de salida intecam.C-C (lado carcasa)
	L049	10	0,010	4,0	0,36	5 - 15	
	L050	10	0,014	4,0	0,55	5 - 15	
	L051	10	0,019	4,0	0,73	5 - 15	
	L052	10	0,024	4,0	0,91	5 - 15	
	L053	10	0,029	4,0	1,09	5 - 15	
	L054	10	0,034	4,0	1,28	5 - 15	
	L055	10	0,039	4,0	1,46	5 - 15	
	L056	10	0,043	4,0	1,64	5 - 15	
	L057/58	10	0,10	4,0	1,82	5 - 15	
	L059	10	0,10	4,0	1,82	5 - 15	Entrada de crudo/agua (lado carcasa)
	L059	10	0,10	4,0	1,82	5 - 15	Salida de crudo/agua (lado carcasa)
	L079/80	10	0,046	4,0	1,78	5 - 15	Cabezal de entrada a los intercám. C-C (lado tubos)
L081	10	0,038	4,0	1,60	5 - 15		
L082	10	0,031	4,0	1,43	5 - 15		
L083	10	0,024	4,0	1,25	5 - 15		
L084	10	0,018	4,0	1,07	5 - 15		
L085	10	0,013	4,0	0,89	5 - 15		

	<b>L086</b>	10	0,009	<b>4,0</b>	0,71	<b>5 - 15</b>	
	<b>L087</b>	10	0,005	<b>4,0</b>	0,53	<b>5 - 15</b>	
	<b>L088</b>	10	0,003	<b>4,0</b>	0,36	<b>5 - 15</b>	
	<b>L089</b>	10	0,0008	<b>4,0</b>	0,18	<b>5 - 15</b>	
	<b>91/92/93/94/ 95/96/97/98/ 99/100</b>	4	0,069	<b>4,0</b>	1,15	<b>5 - 15</b>	Líneas de entrada a los intercam. C-C (lado tubos)
	<b>L101/102 /103/104/105/106/1 07/108/109/110/111</b>	6	0,08	<b>4,0</b>	0,49	<b>5 - 15</b>	Líneas de salida de los intercam. C-C (lado tubos)
	<b>L121/123</b>	12	0,05	<b>4,0</b>	1,21	<b>5 - 15</b>	Cabezal de salida de los intercam. C-C (lado tubos)

**Tabla 4.17. Resultados hidráulicos de las líneas de tuberías de los intercambiadores de calor para cada variación del flujo de alimentación (Continuación).**

	Link de las tuberías	Diámetro selett. Pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación
40%	L014/15/16	12	0,34	4,0	1,19	5 - 15	Cabezal de entrada a los intercamb. C-C (lado carcasa)
	L017/18	12	0,27	4,0	0,95	5 - 15	
	L019/20	12	0,21	4,0	0,71	5 - 15	
	L021/22	12	0,14	4,0	0,47	5 - 15	
	L023/24	12	0,069	4,0	0,24	5 - 15	
	L026/27/28/29/30/31/32/33/34/35	6	1	4,0	0,97	5 - 15	Líneas de entrada a los intercamb., C-C (lado carcasa)
	L038/39/40/41/42/43/44/45/46/47	4	0,35	4,0	2,26	5 - 15	Líneas de salida de intercamb. C-C (lado carcasa)
	L048	10	0,009	4,0	0,36	5 - 15	Cabezal de salida intercamb. C-C
	L049	10	0,019	4,0	0,73	5 - 15	
	L050	10	0,028	4,0	1,09	5 - 15	
	L051	10	0,038	4,0	1,46	5 - 15	
	L052	10	0,10	4,0	1,82	5 - 15	
	L053	10	0,14	4,0	2,19	5 - 15	
	L054	10	0,18	4,0	2,55	5 - 15	
	L055	10	0,23	4,0	2,92	5 - 15	
	L056	10	0,28	4,0	3,28	5 - 15	
	L057/58	10	0,34	4,0	3,65	5 - 15	
	L059	10	0,34	4,0	3,65	5 - 15	Entrada de crudo/agua (lado carcasa)
	L059	10	0,28	4,0	3,67	5 - 15	Salida de crudo/agua (lado carcasa)
	L079/80	10	0,16	4,0	3,57	5 - 15	Cabezal de entrada a los intercamb. C-C (lado tubos)
	L081	10	0,13	4,0	3,21	5 - 15	
	L082	10	0,11	4,0	2,85	5 - 15	
	L083	10	0,09	4,0	2,50	5 - 15	
	L084	10	0,06	4,0	2,14	5 - 15	
	L085	10	0,05	4,0	1,78	5 - 15	
	L086	10	0,03	4,0	1,43	5 - 15	
	L087	10	0,02	4,0	1,07	5 - 15	
	L088	10	0,009	4,0	0,71	5 - 15	
	L089	10	0,003	4,0	0,36	5 - 15	
	91/92/93/94/95/96/97/98/99/100	4	0,23	4,0	2,31	5 - 15	Líneas de Entrada a los Intercamb. C-C (lado tubos)
	L101/102/103/104/105/106/107/108/109/110/111	6	0,16	4,0	0,99	5 - 15	Líneas de salida de los intercamb. C-C (lado tubos)
	L121/123	12	0,099	4,0	2,42	5 - 15	Cabezal de salida de los intercamb. C-C (lado tubos)

**Tabla 4.17. Resultados hidráulicos de las líneas de tuberías de los intercambiadores de calor para cada variación del flujo de alimentación (Continuación).**

	Link de las tuberías	Diámetro selecc. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación
<b>60%</b>	L014/15/16	12	0,51	4,0	1,78	5 - 15	Cabezal de entrada a los intercám. C-C (lado carcasa)
	L017/18	12	0,41	4,0	1,42	5 - 15	
	L019/20	12	0,31	4,0	1,07	5 - 15	
	L021/22	12	0,21	4,0	0,71	5 - 15	
	L023/24	12	0,10	4,0	0,36	5 - 15	
	L026/27/28/29/30/31/32/33/34/35	6	2	4,0	1,45	5 - 15	Líneas de entrada a los intercám.,C-C (lado carcasa)
	L038/39/40/41/42/43/44/45/46/47	4	0,53	4,0	3,38	5 - 15	Líneas de salida de intercám. C-C (lado carcasa)
	L048	10	0,014	4,0	0,55	5 - 15	Cabezal de salida intercám. C-C
	L049	10	0,028	4,0	1,09	5 - 15	
	L050	10	0,087	4,0	1,64	5 - 15	
	L051	10	0,14	4,0	2,19	5 - 15	
	L052	10	0,21	4,0	2,73	5 - 15	
	L053	10	0,28	4,0	3,28	5 - 15	
	L054	10	0,37	4,0	3,83	5 - 15	
	L055	10	0,47	4,0	4,37	5 - 15	
	L056	10	0,57	4,0	4,92	5 - 15	
	L057/58	10	0,69	4,0	5,47	5 - 15	
	L059	10	0,69	4,0	5,47	5 - 15	Entrada de crudo/agua (lado carcasa)
	L059	10	0,58	4,0	5,50	5 - 15	Salida de crudo/agua (lado carcasa)
	L079/80	10	0,34	4,0	5,35	5 - 15	Cabezal de entrada a los intercám. C-C (lado tubos)
	L081	10	0,28	4,0	4,81	5 - 15	
	L082	10	0,23	4,0	4,28	5 - 15	
	L083	10	0,18	4,0	3,74	5 - 15	
	L084	10	0,13	4,0	3,21	5 - 15	
	L085	10	0,096	4,0	2,67	5 - 15	
	L086	10	0,064	4,0	2,14	5 - 15	
	L087	10	0,038	4,0	1,60	5 - 15	
	L088	10	0,018	4,0	1,07	5 - 15	
	L089	10	0,005	4,0	0,53	5 - 15	
	91/92/93/94/95/96/97/98/99/100	4	0,49	4,0	3,46	5 - 15	Líneas de Entrada a los Intercám. C-C (lado tubos)
L101/102/103/104/105/106/107/108/109/110/111	6	0,24	4,0	1,48	5 - 15	Líneas de salida de los intercám. C-C (lado tubos)	
L121/123	12	0,33	4,0	3,63	5 - 15	Cabezal de salida de los intercám. C-C (lado tubos)	

**Tabla 4.17. Resultados hidráulicos de las líneas de tuberías de los intercambiadores de calor para cada variación del flujo de alimentación (Continuación).**

	Link de las tuberías	Diámetro selett. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pie/s	Veloc. recom. pie/s	Ubicación
80%	L014/15/16	12	0,69	4,0	2,37	5 - 15	Cabezal de entrada a los intercamb. C-C (lado carcasa)
	L017/18	12	0,55	4,0	1,90	5 - 15	
	L019/20	12	0,41	4,0	1,42	5 - 15	
	L021/22	12	0,27	4,0	0,95	5 - 15	
	L023/24	12	0,14	4,0	0,47	5 - 15	
	L026/27/28/29/30/31/32/33/34/35	6	2	4,0	1,94	5 - 15	Líneas de entrada a los intercamb., C-C (lado carcasa)
	L038/39/40/41/42/43/44/45/46/47	4	2	4,0	4,51	5 - 15	Líneas de salida de intercamb. C-C (lado carcasa)
	L048	10	0,018	4,0	0,73	5 - 15	Cabezal de salida intercamb. C-C
	L049	10	0,037	4,0	1,46	5 - 15	
	L050	10	0,14	4,0	2,19	5 - 15	
	L051	10	0,23	4,0	2,92	5 - 15	
	L052	10	0,34	4,0	3,65	5 - 15	
	L053	10	0,47	4,0	4,38	5 - 15	
	L054	10	0,61	4,0	5,10	5 - 15	
	L055	10	0,77	4,0	5,83	5 - 15	
	L056	10	0,95	4,0	6,56	5 - 15	
	L057/58	10	1	4,0	7,29	5 - 15	
	L059	10	1	4,0	7,29	5 - 15	Entrada de crudo/agua (lado carcasa)
	L059	10	0,96	4,0	7,29	5 - 15	Salida de crudo/agua (lado carcasa)
	L079/80	10	0,59	4,0	7,13	5 - 15	Cabezal de entrada a los intercamb. C-C (lado tubos)
	L081	10	0,48	4,0	6,42	5 - 15	
	L082	10	0,39	4,0	5,71	5 - 15	
	L083	10	0,30	4,0	4,99	5 - 15	
	L084	10	0,23	4,0	4,28	5 - 15	
	L085	10	0,16	4,0	3,57	5 - 15	
	L086	10	0,11	4,0	2,85	5 - 15	
	L087	10	0,064	4,0	2,14	5 - 15	
	L088	10	0,031	4,0	1,43	5 - 15	
	L089	10	0,009	4,0	0,71	5 - 15	
	91/92/93/94/95/96/97/98/99/100	4	0,82	4,0	4,62	5 - 15	Líneas de Entrada a los Intercamb. C-C (lado tubos)
L101/102/103/104/105/106/107/108/109/110/111	6	0,32	4,0	1,98	5 - 15	Líneas de salida de los intercamb. C-C (lado tubos)	
L121/123	12	0,55	4,0	4,84	5 - 15	Cabezal de salida de los intercamb. C-C (lado tubos)	

**Tabla 4.17. Resultados hidráulicos de las líneas de tuberías de los intercambiadores de calor para cada variación del flujo de alimentación.  
(Continuación).**

	Link de las tuberías	Diámetro Seleccionado pulg	$\Delta P/100$ pies Calc. psi	$\Delta P/100$ pies Recomendado psi	Veloc. pies/s	Veloc. Recomendada pies/s	Ubicación
%	L014/15/16	12	1	4,0	3,56	5 - 15	Cabezal de entrada a los intercamb. C-C (lado carcasa)
	L017/18	12	0,82	4,0	2,85	5 - 15	
	L019/20	12	0,62	4,0	2,14	5 - 15	
	L021/22	12	0,41	4,0	1,42	5 - 15	
	L023/24	12	0,21	4,0	0,71	5 - 15	
	L026/27/28/29/30/31/32/33/34/35	6	3	4,0	2,91	5 - 15	Líneas de entrada a los intercamb., C-C (lado carcasa)
	L038/39/40/41/42/43/44/45/46/47	4	3	4,0	6,77	5 - 15	Líneas de salida de intercamb. C-C (lado carcasa)
	L048	10	0,028	4,0	1,09	5 - 15	Cabezal de salida intercamb. C-C
	L049	10	0,14	4,0	2,19	5 - 15	
	L050	10	0,28	4,0	3,28	5 - 15	
	L051	10	0,47	4,0	4,38	5 - 15	
	L052	10	0,69	4,0	5,47	5 - 15	
	L053	10	0,94	4,0	6,56	5 - 15	
	L054	10	1	4,0	7,66	5 - 15	
	L055	10	2	4,0	8,75	5 - 15	
	L056	10	2	4,0	9,84	5 - 15	
	L057/58	10	2	4,0	10,94	5 - 15	
	L059	10	2	4,0	10,94	5 - 15	Entrada de crudo/agua (lado carcasa)
	L059	10	2	4,0	11	5 - 15	Salida de crudo/agua (lado carcasa)
	L079/80	10	1	4,0	10,70	5 - 15	Cabezal de entrada a los intercamb. C-C (lado tubos)
	L081	10	1	4,0	9,63	5 - 15	
	L082	10	0,83	4,0	8,56	5 - 15	
	L083	10	0,64	4,0	7,49	5 - 15	
	L084	10	0,48	4,0	6,42	5 - 15	
	L085	10	0,34	4,0	5,35	5 - 15	
	L086	10	0,23	4,0	4,28	5 - 15	
	L087	10	0,13	4,0	3,21	5 - 15	
	L088	10	0,064	4,0	2,14	5 - 15	
	L089	10	0,018	4,0	1,07	5 - 15	
	91/92/93/94/95/96/97/98/99/100	4	2	4,0	6,93	5 - 15	Líneas de Entrada a los Intercamb. C-C (lado tubos)
	L101/102/103/104/105/106/107/108/109/110/111	6	0,47	4,0	2,96	5 - 15	Líneas de salida de los intercamb. C-C (lado tubos)
	L121/123	12	1	4,0	7,27	5 - 15	Cabezal de salida de los intercamb. C-C (lado tubos)

Para el 80%, las tuberías del cabezal de entrada hasta la salida de los intercambiadores crudo/crudo (lado carcasa) y a partir de las líneas L048 a L053 del cabezal de salida intercambiadores crudo/crudo cumplen con lo establecido para caída de presión. Las líneas L054 hasta L058 del cabezal de salida de los intercambiadores crudo/crudo cumplen con los parámetros de velocidad y caída de presión al igual que las líneas de entrada y salida del intercambiador crudo - agua (lado carcasa). Las tuberías del cabezal de entrada a los Intercambiadores crudo/crudo (lado tubos) desde la línea L079 a la L083 cumplen con los criterios de los dos parámetros y las líneas siguiente L084 a la L089 cumplen solo con la caída de presión así como las tuberías desde la entrada a los intercambiadores crudo/crudo hasta el cabezal de salida de los mismos.

En el caso de 120% de operación para líneas de flujo el cabezal de entrada a los Intercambiadores crudo/crudo (lado carcasa) y las líneas de entrada a los Intercambiadores crudo/crudo (lado carcasa), la caída de presión entra dentro de los criterios recomendados pero a la salida la velocidad aumenta estando dentro del rango. Pero en el cabezal de salida de los intercambiadores crudo/crudo hasta la línea L051 vuelve a disminuir quedando solamente la caída de presión dentro de lo establecido de la norma, donde empieza a incrementarse en 1 pie/s hasta la tubería L058; por el lado de los tubos se observa el mismo comportamiento en el cabezal de entrada para la velocidad pero de mayor a menor. A pesar de estos cambios las líneas de flujo cumplen con la norma PDVSA L-TP 1.5.

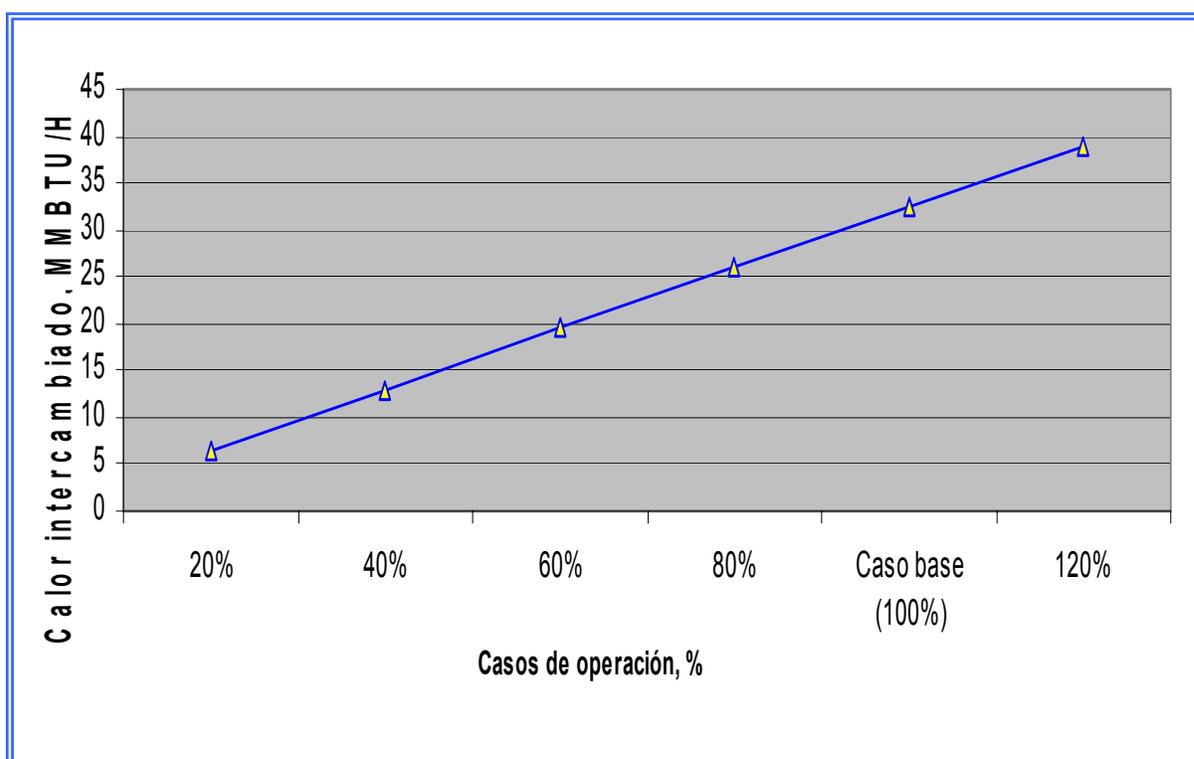
#### 4.1.1.5 Hornos tipo cabina

En la tabla 4.18 se puede observar que para los casos de operación a menor flujo el calor utilizado en el proceso de calentamiento disminuyó, lo que es indicio que se necesito una cantidad menor de gas combustible que para el caso base. Si se utiliza el mismo calor intercambiado del caso del 100% esto produciría una temperatura mucho más alta que el valor de la establecida en el diseño (250 °F), causando la evaporación de toda el agua contenida en el crudo y la coquificación del crudo lo que conlleva al desmejoramiento del producto. Para el 120% de operación, el equipo opera correctamente.

**Tabla 4.18. Condiciones de operación de los hornos obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.**

		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Fracción de líquido a la entrada		1,0000					
Calor intercambiado	MMBtu/h	32,5159	6,5045	13,0087	19,5125	26,0151	39,0181
Valor calorífico bajo	Btu/pies <sup>3</sup>	861,69					

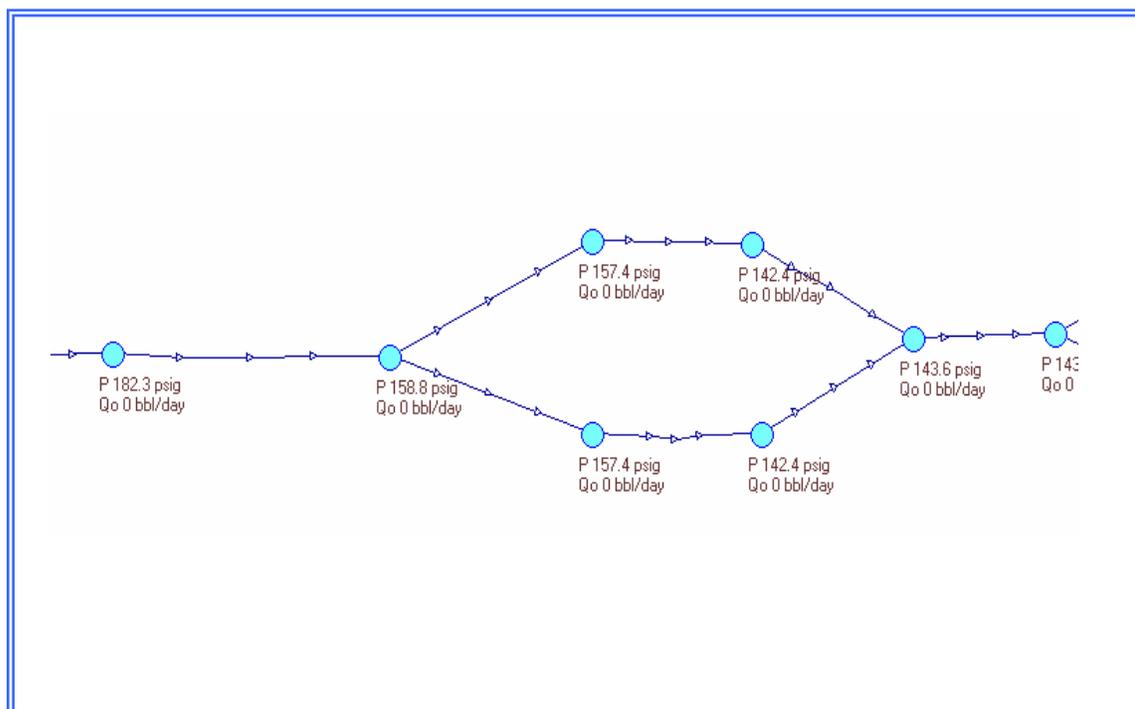
En la figura 4.9 se puede observar el efecto de la cantidad de calor que es intercambiado en el horno cuando se producen variaciones del flujo de alimentación siendo esta menor cuando se opera al 20% del flujo de alimentación del caso base 100%. Es decir que a medida que el caudal disminuye la cantidad de calor que se intercambia en el horno es menor.



**Figura 4.9. Calor intercambiado en los hornos para cada variación del flujo de alimentación.**

Con respecto las condiciones de operación de los hornos reflejadas en la tabla 4.19 se produce lo mismo que en los intercambiadores de calor, es decir, se mantienen las temperaturas y la presión aumenta considerablemente esto es por las mismas razones expuesta para el equipo anterior. Esto cumple para los casos a menor flujo que el caso base de 100%, para cuando existe más flujo el proceso de calentamiento es eficiente.

A continuación se muestra la simulación hidráulica para la evaluación de las tuberías de los hornos. La figura 4.10 reproduce el esquema realizado en el modelo de la simulación para evaluar la línea de flujo de la alimentación a los hornos.



**Figura 4 .10. Esquema de la alimentación de los hornos proveniente del intercambiador crudo-agua.**

Por otra parte en las líneas de flujo presentadas en la tabla 4.20, muestran que en el caso de 20% y 40% la tubería desde la entrada de los hornos hasta el cabezal de entrada de los deshidratadores electroestáticos no se sale de los parámetros recomendados para caída de presión; en cuanto a la velocidad esta se encuentra fuera del rango establecido.

En el caso del 60% (excepto la línea del cabezal salida hornos/cabezal de entrada deshidratadores se cumplen con los dos parámetros), se cumple sólo con el parámetro de caída de presión.

Para los otros dos casos de 80% y 120% de operación se cumple con los dos parámetros evaluados. Ninguna de las líneas de flujo evaluadas, en todos los casos de operación se encuentra fuera de lo que recomienda la norma PDVSA L-TP 1.5, ya que cumplen con uno o los dos parámetros que se tomaron en consideración para el estudio.

**Tabla 4.19. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los hornos obtenidas por el simulador de Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.**

		Caso base (100%)		20%		40%		60%		80%		120%	
		Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Temperatura	°F	175,95	235	175,98	235	175,98	235	175,97	235	175,96	235	175,94	235
Presión	psig	140,80	125,80	172,10	157,10	166	151	159,20	144,20	150,50	135,50	133,80	118,80
Flujo másico	lb/h	1.033.013	1.033.013	206.602	206.602	413.205	413.205	619.807	619.807	826.409	826.409	1.239.613	1.239.613
Flujo volum. bruto @ T y P	bpd	73.642	73.642	14.728	14.728	29.457	29.457	44.185	44.185	58.914	58.914	88.371	88.371
Flujo volum. crudo neto	bpd	68.157	68.157	13.631	13.631	27.263	27.263	40.894	40.894	54.525	54.525	81.788	81.788
Flujo volum. agua	bpd	5.485,39	5.485,39	1.097,08	1.097,08	2.194,15	2.194,15	3.291,23	3.291,23	4.388,31	4.388,31	6.582,46	6.582,46
Flujo volum. de gas	pies <sup>3</sup> /día	-											
Densidad	lb/pies <sup>3</sup>	57,35	55,96	56,98	55,41	57,37	55,98	57,36	55,97	57,36	55,97	57,35	55,96
	°API	15,68											
Agua y sedimentos	%	7,4											

El flujo mostrado en la tabla corresponde a los dos hornos de proceso

**Tabla 4.20. Resultados de las líneas de tuberías de los hornos para cada variación del flujo de alimentación.**

	Link de las tuberías	Diámetro selett. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación	Numero de líneas según el DTI (anexo D.9)
<b>Caso base (100%)</b>	L060	8	2	4,0	8,6	5 - 15	Líneas de entrada a hornos	8"-P-01-1079-BA1. 8"-P-01-1080-BA1.
	L061	8	2	4,0	8,6	5 - 15		
	L064	8	1	4,0	8,8	5 - 15	Líneas de salida de hornos	8"-P-01-1081-BA1-HC. 8"-P-01-1082-BA1-HC.
	L165	8	1	4,0	8,8	5 - 15		
	L016	10	1	4,0	11,2	5 - 15	Cabezal salida hornos/cabezal de entrada deshidratadores	10"-P-01-1083-BA-HC.
<b>20%</b>	L060	8	0,085	4,0	1,54	5 - 15	Líneas de entrada a hornos	
	L061	8	0,067	4,0	1,35	5 - 15		
	L064	8	0,049	4,0	1,57	5 - 15	Líneas de salida de hornos	
	L165	8	0,039	4,0	1,37	5 - 15		
	L016	10	0,051	4,0	1,87	5 - 15	Cabezal salida hornos/cabezal de entrada deshidratadores	
<b>40%</b>	L060	8	0,26	4,0	2,96	5 - 15	Líneas de entrada a hornos	
	L061	8	0,24	4,0	2,82	5 - 15		
	L064	8	0,16	4,0	3,01	5 - 15	Líneas de salida de hornos	
	L165	8	0,15	4,0	2,87	5 - 15		
	L016	10	0,18	4,0	3,73	5 - 15	Cabezal salida hornos/cabezal de entrada deshidratadores	
<b>60%</b>	L060	8	0,52	4,0	4,42	5 - 15	Líneas de entrada a hornos	
	L061	8	0,49	4,0	4,25	5 - 15		
	L064	8	0,34	4,0	4,50	5 - 15	Líneas de salida de hornos	
	L165	8	0,31	4,0	4,32	5 - 15		
	L016	10	0,38	4,0	5,60	5 - 15	Cabezal salida hornos/cabezal de entrada deshidratadores	
<b>80%</b>	L060	8	0,84	4,0	5,79	5 - 15	Líneas de entrada a hornos	
	L061	8	0,28	4,0	3,66	5 - 15		
	L064	8	0,55	4,0	5,89	5 - 15	Líneas de salida de hornos	
	L165	8	0,55	4,0	5,87	5 - 15		
	L016	10	0,66	4,0	7,46	5 - 15	Cabezal salida hornos/cabezal de entrada deshidratadores	
<b>120%</b>	L060	8	2	4,0	8,67	5 - 15	Líneas de entrada a hornos	
	L061	8	2	4,0	8,66	5 - 15		
	L064	8	1	4,0	8,83	5 - 15	Líneas de salida de hornos	
	L165	8	1	4,0	8,82	5 - 15		
	L016	10	1	4,0	11,19	5 - 15	Cabezal salida hornos/cabezal de entrada deshidratadores	

#### 4.1.1.6 Deshidratador electrostático

Para el análisis del deshidratador electrostático se presentan los siguientes resultados los cuales fueron obtenidos a partir de los simuladores utilizados para la evaluación.

**Tabla 4.21. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los deshidratadores electrostáticos para cada variación del flujo de alimentación.**

DESCRIPCIÓN		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%	
Entrada	Temperatura	°F	235	235,02	235,01	235	234,99	
	Presión	psig	124,20	161,40	154,40	146,40	136	114,60
	Flujo másico	lb/h	1.033.013	206.602	413.204	619.806	826.408	1.239.613
	Flujo volum. bruto @ T y P	bepd	73.642	14.728	29.457	44.185	58.914	88.371
	Flujo volum. crudo neto	bepd	68.157	13.631	27.263	40.894	54.525	81.788
	Flujo volum. agua	bepd	5.485,39	1.097,08	2.194,15	3.291,23	4.388,31	6.582,46
	Densidad crudo @ T y P	lb/pies <sup>3</sup>	15,68	55,41	55,98	55,97		55,96
		°API	15,68					
	Gravedad específica	-	0,96					
	Agua y sedimentos	%	7,4					
Corriente de salida (crudo)	Temperatura	°F	235		234,99		234,98	
	Presión	psig	119,20	156,40	149,40	141,40	131	109,60
	Flujo másico	lb/h	954.632	190.926	381.852	572.778	763.704	1.145.555
	Flujo volum. bruto @ T y P	bepd	68.268	13.654	27.307	40.961	54.614	81.921
	Flujo volum. crudo neto	bepd	68.149	13.630	27.260	40.889	54.519	81.779
	Flujo volum. agua	bepd	118,80	23,75	47,51	71,27	95,02	142,52
	Densidad crudo @ T y P	lb/pies <sup>3</sup>	55,90			55,89	55,89	55,87
		°API	16,14					
	Gravedad específica	-	0,96					
	Agua y sedimentos	%	0,17					
Corriente de salida (agua)	Temperatura	°F	235		234,99		234,98	
	Presión	psig	119,20	156,40	149,40	141,40	131	109,60
	Flujo másico	lb/h	783.801	15.676	31.352	47.029	62.705	94.057
	Flujo volum. bruto @ T y P	bepd	5.374,41	1.074,89	2.149,77	3.224,66	4.299,55	6.449,32
	Flujo volum. crudo neto	bepd	7,82	1,57	3,13	4,7	6,26	9,39
	Flujo volum. agua	bepd	5.366,59	1.073,32	2.146,64	3.219,96	4.293,29	6.439,94
	Densidad crudo @ T y P	lb/pies <sup>3</sup>	56,93					
		°API	10,06					
	Gravedad específica	-	0,9					
	Agua y sedimentos	%	99,85					

El flujo mostrado en la tabla corresponde a los dos deshidratadores electrostáticos

En cuanto a las condiciones de entrada y salida reflejadas en la tabla 4.21, se nota incrementos en las presiones a menor flujo presente en operación. Las temperaturas se mantienen fijas, en comparación con las obtenidas en el caso base, por esta razón las propiedades que se muestran también en la tabla mencionada anteriormente no varían, porque dependen de ella.

En la tabla 4.22 se muestran las condiciones de operación del equipo, donde se puede observar que la presión se va incrementando con respecto al valor obtenido en el caso base (100%), a medida que disminuye el flujo.

**Tabla 4.22. Condiciones de operación de los deshidratadores electrostáticos obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación**

		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Temperatura	°F	235		234,99		234,98	
Presión	psig	119,20	156,40	149,40	141,40	131	109,60

Resultados del contenido de sal en el crudo y agua en cada uno de los casos estudiados:

**Tabla 4.23. Contenido de sal total en el crudo y agua a la salida del deshidratador electrostático.**

		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Sal en el crudo	PTB	22,94					
Cantidad de sal total en el agua	lb	1734,11	346,83	693,66	1040,45	1384,89	2080,94

Por otra parte, el contenido de sal en el agua a la salida del deshidratador presentado en la tabla 4.23, va disminuyendo a medida que se opera con menos flujo, esto es debido a que la cantidad de agua que contiene el crudo a la entrada del equipo es menor. Para conocer que tanto se alejaron los valores obtenidos de la cantidad de sal presente en el agua con respecto a la cantidad de sal que se encuentra contenida en el agua para el caso base se calculo el porcentaje de desviación entre ellas dando como resultados los siguientes:

**Tabla 4.24. Porcentaje de desviación de la cantidad de sal total en el agua con respecto a los valores dados del caso base (100%).**

	Porcentaje de desviación
20%	80
40%	60
60%	40
80%	20,14
120%	20

En la tabla 4.24, se observa que la variación de la sal en el agua esta en función del porcentaje de flujo alimentado. Por ejemplo para el caso de 20% del flujo del caso base el porcentaje de desviación fue del 80% y para el caso de 40% presenta una desviación del 60%. Cabe destacar que la cantidad de sal que contiene el crudo a la salida del deshidratador, no sufrió cambio ya que depende del corte de agua de la gravedad específica del agua y la salinidad del agua por lo cual estos parámetros se mantuvieron contante en cada caso.

A continuación se muestra la evaluación hidráulica de las tuberías de los deshidratadores electrostáticos. En la tabla 4.25 se puede observar los resultados de las líneas de flujos de los deshidratadores electrostáticos:

**Tabla 4.25. Resultados de las líneas de tuberías de los deshidratadores electrostáticos para cada variación del flujo de alimentación.**

	Link de las tuberías	Diámetro selett. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación	Numero de líneas según el DTI (anexo D.10)
<b>Caso base (100%)</b>	L067	8	1	4,0	8,5	5 - 15	Líneas de entrada a deshidratador	8"-P-01-1085-AA1-HC. 8"-P-01-1086-AA1-HC.
	L002	8	1	4,0	8,5	5 - 15		
	L004	8	1	4,0	8,5	5 - 15	Líneas de salida de deshidratador	8"-P-01-1087-AA1-HC. 8"-P-01-1088-AA1-HC.
	L001	8	1	4,0	8,5	5 - 15		
	L006	10	1	4,0	10,7	5 - 15	Cab. salida desh./cabezal entrada a desalador	10"-P-01-1089- AA1-HC.
<b>20%</b>	L067	8	0,039	4,0	1,39	5 - 15	Líneas de entrada a deshidratador	
	L002	8	0,042	4,0	1,45	5 - 15		
	L004	8	0,039	4,0	1,39	5 - 15	Líneas de salida de deshidratador	
	L001	8	0,042	4,0	1,45	5 - 15		
	L006	10	0,047	4,0	1,78	5 - 15	cab. salida desh./cabezal entrada a desalador	
<b>40%</b>	L067	8	0,14	4,0	2,78	5 - 15	Líneas de entrada a deshidratador	
	L002	8	0,15	4,0	2,89	5 - 15		
	L004	8	0,14	4,0	2,78	5 - 15	Líneas de salida de deshidratador	
	L001	8	0,15	4,0	2,89	5 - 15		
	L006	10	0,16	4,0	3,57	5 - 15	Cab. salida desh./cabezal entrada a desalador	
<b>60%</b>	L067	8	0,29	4,0	4,16	5 - 15	Líneas de entrada a deshidratador	
	L002	8	0,31	4,0	4,34	5 - 15		
	L004	8	0,29	4,0	4,16	5 - 15	Líneas de salida de deshidratador	
	L001	8	0,31	4,0	4,34	5 - 15		
	L006	10	0,34	4,0	5,35	5 - 15	cab. salida desh./cabezal entrada a desalador	

**Tabla 4.25. Resultados de las líneas de tuberías de los deshidratadores electrostáticos para cada variación del flujo de alimentación. (Continuación).**

	Link de las tuberías	Diámetro selecc. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación
80%	L067	8	0,51	4,0	5,68	5 – 15	Líneas de entrada a deshidratador
	L002	8	0,51	4,0	5,66	5 – 15	
	L004	8	0,51	4,0	5,68	5 – 15	Líneas de salida de deshidratador
	L001	8	0,51	4,0	5,66	5 – 15	
	L006	10	0,59	4,0	7,13	5 – 15	Cab. salida desh./cabezal entrada a desalador
120%	L067	8	1	4,0	8,52	5 – 15	Líneas de entrada a deshidratador
	L002	8	1	4,0	8,49	5 – 15	
	L004	8	1	4,0	8,52	5 – 15	Líneas de salida de deshidratador
	L001	8	1	4,0	8,49	5 – 15	
	L006	10	1	4,0	10,70	5 – 15	cab. salida desh./cabezal entrada a desalador

En la tabla 4.25, se observa que las tuberías de los deshidratadores electrostáticos para el 20% y 40% desde la entrada hasta la salida cumplen con lo recomendado para caída de presión. En el caso de 60% (excepto el cabezal de salida desh./cabezal entrada a desalador, se cumplen con los dos parámetros), se cumple solo con el parámetro de caída de presión. Para los otros dos casos de 80% y 120% de operación se cumple con los dos parámetros evaluados. Por lo que se puede decir que cumplen con la norma PDVSA L-TP 1.5 a pesar de las variaciones que presentan las tuberías en cuanto a caída de presión y velocidad.

#### 4.1.1.7 Desalador

A continuación se presenta el análisis de los resultados de las condiciones de operación e hidráulicos que se obtuvieron para el desalador mediante los simuladores y procedimientos matemáticos.

En la tabla 4.26 se muestran las condiciones de operación para el desalador, donde se puede observar un aumento en la presión con respecto a la del caso base (100%) cuando existe menos flujo. En base a las condiciones obtenidas se puede decir que el caso de 120%, se opera correctamente.

**Tabla 4.26. Condiciones de operación de los desaladores obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.**

		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Temperatura	°F	233,21	233,26		233,27		233,10
Presión	psig	97,50	138,70	131,20	122,30	110,80	86,30

En la tabla 4.27 se reflejan los resultados obtenidos de las condiciones de entrada y salida para los dos desaladores, las cuales presentan el mismo comportamiento que para el deshidratador electrostático.

**Tabla 4.27. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los desaladores obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.**

DESCRIPCIÓN		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%	
Entrada	Temperatura	°F	233,27	233,28				233,15
	Presión	psig	102,50	143,70	136,20	127,30	115,80	91,30
	Flujo másico	lb/h	973.599	194.720	389.439	584.158	778.877	1.168.316
	Flujo volum. bruto @ T y P	bepd	69.568	13.914	27.827	41.741	55.654	83.481
	Flujo volum. crudo neto	bepd	68.149	13.630	27.260	40.889	54.519	81.779
	Flujo volum. agua	bepd	1.418,79	283,76	567,51	851,27	1.135,01	1.702,52
	Densdad crudo @ T y P	°API	16,02					
	Agua y sedimentos	%	2,03	2,04		2,03	2,04	
Corriente de Salida (crudo)	Temperatura	°F	233,21	233,26		233,27		233,10
	Presión	psig	97,50	138,70	131,20	122,30	110,80	86,30
	Flujo másico	lb/h	954.567	190.913	381.827	572.740	763.653	1.145.474
	Flujo volum. bruto @ T y P	bepd	68.263	13.653	27.305	40.958	54.610	81.915
	Flujo volum. crudo neto	bepd	68.147	13.629	27.259	40.888	54.518	81.777
	Flujo volum. agua	bepd	115,66	23,15	46,30	69,45	92,61	138,56
	Densidad crudo @ T y P	°API	16,14					
	Agua y sedimentos	%	0,17					
Corriente de Salida (agua)	Temperatura	°F	233,21	233,26		233,27		233,10
	Presión	psig	97,50	138,70	131,20	122,30	110,80	86,30
	Flujo másico	lb/h	19.032	3.806	7.612	11.415	15.224	22.842
	Flujo volum. bruto @ T y P	bepd	1.305	260,98	521,96	782,94	1.043,90	1.566,20
	Flujo volum. crudo Neto	bepd	1,86	0,37	0,74	1,12	1,50	2,24
	Flujo volum. agua	bepd	1.303,14	260,61	521,22	781,82	1.042,40	1.563,96
	Densidad crudo @ T y P	°API	10,06					
	Agua y sedimentos	%	99,86					

A continuación se presentan los resultados de las variables afectadas por el cambio de flujo en los desaladores.

**Tabla 4.28. Resultados de las variables afectadas por el cambio de flujo mediante las ecuaciones mostradas para los desaladores.**

		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Flujo supuesto de agua de dilución	bpd	1.300	260	520	780	1040	1.560
Flujo efectivo	bpd	975	195	390	585	780	1.170
Libras sal total a la entrada del desalador	lb sal	1.749,62	349,93	699,86	1.049,76	1.397,30	2.099,55
Concentración de sal a la entrada del desalador	PPM	3.791,80	3.791,80	3.791,83	3.791,77	3.787	3.791,80
Salinidad en el crudo a la entrada del desalador	PTB	24,10					
Salinidad en el crudo a la salida del desalador	PTB	10,09					

**Tabla 4.29. Porcentaje de desviación de las variables afectadas por el cambio de flujo con respecto a los valores dados del caso base (100%).**

	Porcentaje de desviación de las libras de sal del desalador	Porcentaje de desviación de la concentración de sal del desalador
20%	80	-
40%	60	0,0008
60%	40	0,0008
80%	20,14	0,13
120%	20	-

En los valores mostrados en la tabla 4.28 se puede notar que la salinidad del crudo a la salida es de 10,09 PTB el cual es menor al requerimiento de contenido de sal para los mejoradores de crudo de 13 PTB, lo que quiere decir que la cantidad de agua de dilución que entra a este sistema para cada uno de los casos evaluados puede ser utilizada. Cabe mencionar que este valor de PTB no sufrió ningún cambio en comparación con el PTB del caso base, ya que se varió proporcionalmente la cantidad de agua de dilución (flujo supuesto) con respecto al crudo de entrada, por lo tanto se obtendrá el mismo corte de agua a la entrada del desalador, dando como resultado la misma salinidad.

Para la evaluación hidráulica de las tuberías de los desaladores, se tiene que la caída de presión en la entrada y salida presentadas en la tabla 4.30, no pasan de lo máximo recomendado para los casos de 20%,40% y 60% (excepto la línea del cabezal de salida que cumple con los dos parámetros); Para los otros casos de

operación las tuberías evaluadas cumplen con ambos parámetros. Por lo que se verifica que estas tuberías acatan lo establecido en la norma PDVSA L-TP 1.5.

**Tabla 4.30. Resultados de las líneas de tuberías de los desaladores para cada variación del flujo de alimentación.**

	Link de las tuberías	Diámetro selecc. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación	Numero de líneas según el DTI (anexo D.11)
Caso base (100%)	L003/05	8	1	4,0	8,51	5 - 15	Líneas de entrada a desalador	8"-P-01-1090-AA1-HC. 8"-P-01-1091-AA1-HC.
	L076/77	8	1	4,0	8,51	5 - 15	Líneas de salida de los desaladores	8"-P-01-1092-AA1-HC. 8"-P-01-1093-AA1-HC.
	L078	10	1	4,0	10,7	5 - 15	Cabezal salida desaladores	10"-P-01-1094-AA1-HC.
20%	L003/05	8	0,041	4,0	1,42	5 - 15	Líneas de entrada a desalador	
	L076/77	8	0,040	4,0	1,42	5 - 15	Líneas de salida de los desaladores	
	L078	10	0,046	4,0	1,78	5 - 15	Cabezal salida desaladores	
40%	L003/05	8	0,14	4,0	2,83	5 - 15	Líneas de entrada a desalador	
	L076/77	8	0,14	4,0	2,84	5 - 15	Líneas de salida de los desaladores	
	L078	10	0,16	4,0	3,57	5 - 15	Cabezal salida desaladores	
60%	L003/05	8	0,30	4,0	4,25	5 - 15	Líneas de entrada a desalador	
	L076/77	8	0,30	4,0	4,25	5 - 15	Líneas de salida de los desaladores	
	L078	10	0,34	4,0	5,35	5 - 15	Cabezal salida desaladores	
80%	L003/05	8	0,51	4,0	5,67	5 - 15	Líneas de entrada a desalador	
	L076/77	8	0,51	4,0	5,67	5 - 15	Líneas de salida de los desaladores	
	L078	10	0,59	4,0	7,13	5 - 15	Cabezal salida desaladores	
120%	L003/05	8	1	4,0	8,51	5 - 15	Líneas de entrada a desalador	
	L076/77	8	1	4,0	8,51	5 - 15	Líneas de Salida de los Desaladores	
	L078	10	1	4,0	10,70	5 - 15	Cabezal salida Desaladores	

#### 4.1.1.8 Evaluación hidráulica de las líneas de agua del proceso

Para las líneas de aguas de procesos se puede notar en la tabla 4.31, que todos los casos de evaluación cumplen con la norma de PDVSA L-TP 1.5 a pesar que solo uno de los parámetros acata lo recomendado.

**Tabla 4.31 Líneas de tuberías de las corrientes de agua de proceso para cada variación del flujo de alimentación.**

	Link de las tuberías	Diámetro selecc. pulg.	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación	Numero de líneas según el DTI (anexo D.4, D.8, D.10 y D.11)
Caso base (100%)	S1/S2/S3/S4	3	0,41	<b>0,6</b>	2,79	<b>4-6</b>	Salida de cada uno de los separadores trifásicos	3"-PW-01-0001-AA2- HC. 3"-PW-01-0002-AA2- HC.
	L007/L008	3	0,89	<b>0,6</b>	4,31	<b>4-6</b>	Salida de cada uno de los deshidratadores electrostáticos	3"-PW-01-1010-AA2- HC 3"-PW-01-1011-AA2- HC.
	L048	6	0,030	<b>0,4</b>	1,10	<b>6</b>	Agua que sale de los deshidratadores hacia el intercam. crudo/ agua	6"-PW-01-1014-AA2- HC.
	L015	6	0,11	<b>0,5</b>	2,17	<b>6</b>	Agua desde el intercam. crudo/agua hacia el intercam. agua/agua	6"-PW-01-1015-AA2- HC.
	L053/L026	2	0,32	<b>0,6</b>	1,93	<b>4-6</b>	Agua que sale de cada uno de los desaladores	2"-PW-01-1017-AA2- HC. 2"-PW-01-1018-AA2- HC.
	L050	4	0,042	<b>0,5</b>	1,01	<b>6</b>	Agua que sale de los desaladores hacia el intercam. agua/agua	4"-PW-01-1018-AA2- HC.
	L010	6	0,15	<b>0,5</b>	2,62	<b>6</b>	Agua total hacia el intercam. agua/ agua	6"-PW-01-1016-AA2- HC.
	L035	6	0,013	<b>0,5</b>	0,95	<b>6</b>	Agua hacia PTAF desde el intercam. agua/agua	6"-PW-01-1021-AA2- HC.
20%	S1/S2/S3/S4	3	0,015	<b>0,6</b>	0,47	<b>4-6</b>	Salida de cada uno de los separadores trifásicos	
	L007/L008	3	0,032	<b>0,6</b>	0,72	<b>4-6</b>	Salida de cada uno de los deshidratadores electrostáticos	
	L048	6	0,001	<b>0,4</b>	0,18	<b>6</b>	Agua que sale de los deshidratadores hacia el intercam. crudo/ agua	
	L015	6	0,004	<b>0,5</b>	0,37	<b>6</b>	Agua desde el intercam. Crudo/Agua hacia el intercam. agua/agua	
	L053/L026	2	0,017	<b>0,6</b>	0,39	<b>4-6</b>	Agua que sale de cada uno de los desaladores	
	L050	4	0,002	<b>0,5</b>	0,20	<b>6</b>	Agua que sale de los desaladores hacia el intercam. agua/agua	
	L010	6	0,006	<b>0,5</b>	0,45	<b>6</b>	Agua total hacia el intercam. agua/ agua	
	L035	6	0,0005	<b>0,5</b>	0,10	<b>6</b>	Agua hacia PTAF desde el intercam. agua/agua	

**Tabla 4.31. Líneas de tuberías de las corrientes de agua de proceso para cada variación del flujo de alimentación. Continuación.**

	Link de las tuberías	Diámetro selecc. pulg.	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación
40%	S1/S2/ S3/S4	3	0,053	<b>0,6</b>	0,93	<b>4-6</b>	Salida de cada uno de los separadores trifásicos
	L007/ L008	3	0,11	<b>0,6</b>	1,44	<b>4-6</b>	Salida de cada uno de los deshidratadores electrostáticos
	L048	6	0,004	<b>0,4</b>	0,37	<b>6</b>	Agua que sale de los deshidratadores hacia el intercam. crudo/ agua
	L015	6	0,014	<b>0,5</b>	0,73	<b>6</b>	Agua desde el intercam. crudo/agua hacia el intercam. agua/agua
	L053/ L026	2	0,059	<b>0,6</b>	0,77	<b>4-6</b>	Agua que sale de cada uno de los desaladores
	L050	4	0,008	<b>0,5</b>	0,41	<b>6</b>	Agua que sale de los desaladores hacia el intercam. agua/agua
	L010	6	0,021	<b>0,5</b>	0,90	<b>6</b>	Agua total hacia el intercam. agua/ agua
	L035	6	0,002	<b>0,5</b>	0,33	<b>6</b>	Agua hacia PTAF desde el intercam. agua/agua
60%	S1/S2/ S3/S4	3	0,11	<b>0,6</b>	1,40	<b>4-6</b>	Salida de cada uno de los separadores trifásicos
	L007/ L008	3	0,24	<b>0,6</b>	2,17	<b>4-6</b>	Salida de cada uno de los deshidratadores electrostáticos
	L048	6	0,009	<b>0,4</b>	0,55	<b>6</b>	Agua que sale de los deshidratadores hacia el intercam. crudo/ agua
	L015	6	0,034	<b>0,5</b>	1,11	<b>6</b>	Agua desde el intercam. Crudo/Agua hacia el intercam. agua/agua
	L053/ L026	2	0,12	<b>0,6</b>	1,16	<b>4-6</b>	Agua que sale de cada uno de los desaladores
	L050	4	0,017	<b>0,5</b>	0,61	<b>6</b>	Agua que sale de los desaladores hacia el intercam. agua/agua
	L010	6	0,034	<b>0,5</b>	1,11	<b>6</b>	Agua total hacia el intercam. agua/ agua
	L035	6	0,038	<b>0,5</b>	0,50	<b>6</b>	Agua hacia PTAF desde el intercam. agua/agua

**Tabla 4.31. Líneas de tuberías de las corrientes de agua de proceso para cada variación del flujo de alimentación. (Continuación).**

	Link de las tuberías	Diámetro selett. pulg.	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación
80%	S1/S2/S3/S4	3	0,19	0,6	1,86	4-6	Salida de cada uno de los separadores trifásicos
	L007/L008	3	0,42	0,6	2,89	4-6	Salida de cada uno de los deshidratadores electrostáticos
	L048	6	0,014	0,4	0,74	6	Agua que sale de los deshidratadores hacia el intercam. crudo/ agua
	L015	6	0,051	0,5	1,48	6	Agua desde el intercam. crudo/agua hacia el intercam. agua/agua
	L053/L026	2	0,21	0,6	1,54	4-6	Agua que sale de cada uno de los desaladores
120%	S1/S2/S3/S4	3	0,41	0,6	2,79	4-6	Agua que sale de los desaladores hacia el intercam. agua/agua
	L007/L008	3	0,90	0,6	4,33	4-6	Agua total hacia el intercam. agua/ agua
	L048	6	0,030	0,4	1,11	6	Agua hacia PTAF desde el intercam. agua/agua
	L015	6	0,11	0,5	2,18	6	Salida de cada uno de los separadores trifásicos
	L053/L026	2	0,45	0,6	2,32	4-6	Salida de cada uno de los deshidratadores electrostáticos
	L050	4	0,060	0,5	1,22	6	Agua que sale de los deshidratadores hacia el intercam. crudo/ agua
	L010	6	0,16	0,5	2,72	6	Agua desde el intercam. crudo/agua hacia el intercam. agua/agua
	L035	6	0,013	0,5	0,99	6	Agua que sale de cada uno de los desaladores

#### 4.1.1.9 Tanques de transferencia

En la tabla 4.32 se puede observar los resultados obtenidos de las condiciones de operación del tanque de transferencia para cada uno de los casos evaluados.

**Tabla 4.32. Condiciones de operación de los tanques de transferencia obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.**

		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Temperatura	°F	146	145,35	145,47	145,63	145,83	145,96
Presión	psig	2,80					

En la tabla 4.32 se muestran las condiciones de operación de este equipo se puede apreciar que la variación de la temperatura fue poca. Cabe resaltar que la presión no sufrió cambio ya que el tanque esta diseñado para operar a presión atmosférica.

En las condiciones de alimentación al tanque reflejadas en la tabla 4.33, se observa un pequeño aumento en la viscosidad por la disminución que sufrió la temperatura, a medida que el flujo esta disminuyendo se hace más viscoso.

**Tabla 4.33. Condiciones de operación de la corriente de alimentación a los tanques de transferencia obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.**

		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Flujo Volum. de entrada @ T,P	bb/día	68.256	13.651	27.303	40.954	54.605	85.827
Temperatura operación	°F	145,95	145,37	145,50	145,66	145,88	145,99
Presión operación	psig	16,80					
Viscosidad Crudo @ T,P	cp	88,11	89,49	88,18	88,81	88,33	88,02

Para los tanques de transferencia también se determinaron los niveles de operación ya que éstos se vieron afectados por el cambio de flujo.

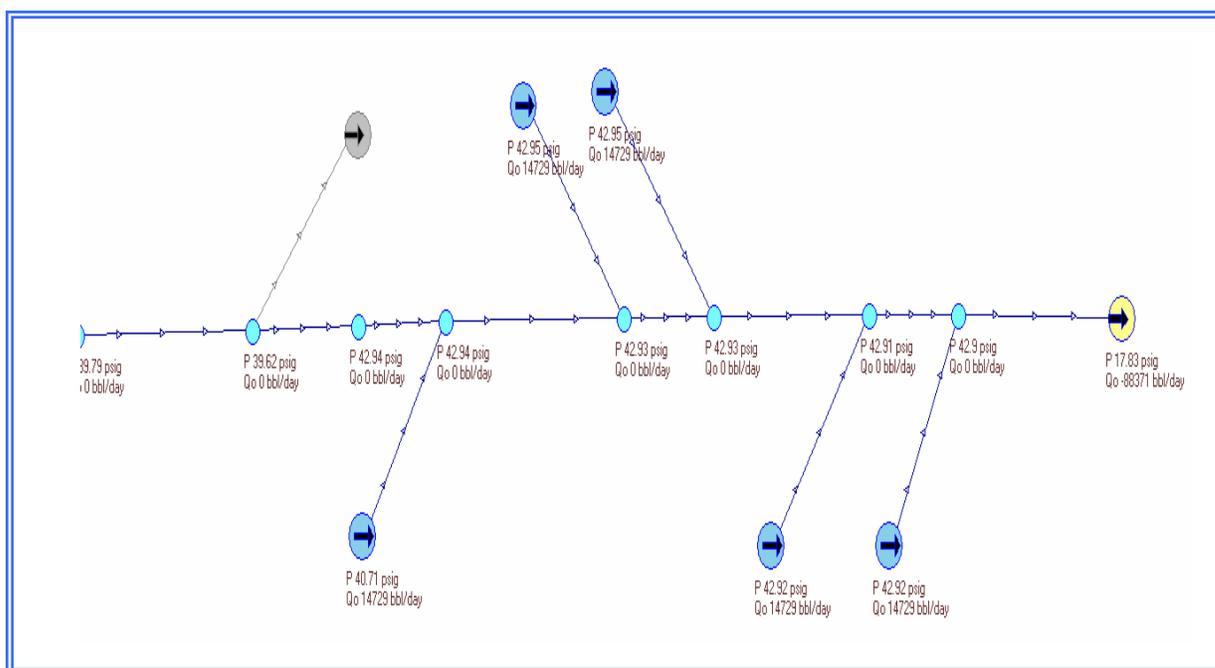
**Tabla 4.34. Niveles de operación y tiempo de respuesta al operador para los tanques de transferencia.**

		Caso de diseño	20%	40%	60%	80%	120%
Nivel alto- alto de operación	pies	45					
Diferencia entre nivel alto-alto y nivel alto de operación	pulg	12	1,27	2,53	3,80	5,06	7,96
Nivel alto de operación	pies	44	44,89	44,79	44,68	44,58	44
Diferencia entre nivel bajo y nivel bajo-bajo de operación	pulg	12	1,27	2,53	3,80	5,06	7,96
Nivel bajo de operación	pies	8	7,11	7,21	7,32	7,42	8
Nivel bajo-bajo de operación	pies	7					
Tiempo de respuesta al operador	min	15	94,36	47,18	31,45	23,56	15

El nivel bajo-bajo, fue establecido en el diseño de acuerdo a la boquilla del tanque

En cuanto a los niveles de operación mostrados en la tabla 4.34, presentan lo mismo que los niveles de operación obtenidos para los tanques de carga, es decir que se necesita que el tiempo de respuesta del operador sea mayor cuando existe un menor flujo en el proceso, ya que se obtienen niveles diferentes a los establecidos en el diseño de los tanques de transferencia. Esto ocurrió debido a que se mantuvo el tiempo de respuesta del operador establecido en el diseño. Es por ello que se determinaron los tiempos necesarios para cada caso y evitar cambios en los niveles establecidos en el diseño del tanque.

A continuación se muestran los resultados obtenidos de la simulación hidráulica para la evaluación de las tuberías de los tanques de transferencia, en la figura 4.11 se observa el esquema utilizado para la evaluar las líneas de flujo de los tanques de transferencia en Pipephase.



**Figura 4.11. Esquema de la alimentación de tanques de transferencia hacia las bombas de transferencia.**

En la tabla 4.35, se muestran los parámetros evaluados para las líneas de flujos de los tanques de transferencias de cada módulo, las cuales entran en lo recomendado por la norma PDVSA L-TP 1.5 solo para caída de presión, en el caso de 20%, 40 y 60%. Para el 80% las líneas del cabezal de recolección de crudo seco módulo I, II y III, cumple los dos parámetros; las otras líneas presentadas cumplen solo con el parámetro de caída de presión. Para el 120% (excepto para el cabezal de recolección de crudo seco tren 1 y 2, cumple solo con la caída de presión), si se cumple tanto la caída de presión como la velocidad.

**Tabla 4.35. Resultados de las líneas de tuberías de los tanques de transferencia para cada variación del flujo de alimentación.**

	Link de las tuberías	Diámetro selett. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom.psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación	Numero de líneas según el DTI (anexo D.12)
<b>Caso base (100%)</b>	L123/124	12	1	4,0	7,27	5 - 15	Cabezal de recolección de crudo seco tren 1	12"-P-01-1119-AA1-HC.
	L125	12	1	4,0	7,27	5 - 15		
	L126	30	0,05	4,0	2,6	5 - 15	Cabezal de recolección de crudo seco tren 1 y 2	30"-P-02-0121-AA1.
	L128	30	0,20	4,0	5,1	5 - 15	Cabezal de recolección de crudo seco modulo I y II	30"-P-02-0121-AA1.
	L130	30	0,40	4,0	7,7	5 - 15	Cabezal de recolección de crudo seco modulo I , II Y III	30"-P-02-0121-AA1
<b>20%</b>	L123/124	12	0,051	4,0	1,21	5 - 15	Cabezal de recolección de crudo seco tren 1	
	L125	12	0,002	4,0	0,21	5 - 15		
	L126	30	0,003	4,0	0,42	5 - 15	Cabezal de recolección de crudo seco tren 1 y 2	
	L128	30	0,006	4,0	0,85	5 - 15	Cabezal de recolección de crudo seco modulo I y II	
	L130	30	0,009	4,0	1,27	5 - 15	Cabezal de recolección de crudo seco modulo I , II Y III	
<b>40%</b>	L123/124	12	12	0,099	4,0	2,42	Cabezal de recolección de crudo seco tren 1	
	L125	12	12	0,003	4,0	0,42		
	L126	30	30	0,006	4,0	0,85	Cabezal de recolección de crudo seco tren 1 y 2	
	L128	30	30	0,03	4,0	1,70	Cabezal de recolección de crudo seco modulo I y II	
	L130	30	30	0,059	4,0	2,55	Cabezal de recolección de crudo seco modulo I , II Y III	
<b>60%</b>	L123/124	12	12	0,33	4,0	3,63	Cabezal de recolección de crudo seco tren 1	
	L125	12	12	0,005	4,0	0,64		
	L126	30	30	0,009	4,0	1,27	Cabezal de recolección de crudo seco tren 1 y 2	
	L128	30	30	0,059	4,0	2,55	Cabezal de recolección de crudo seco modulo I y II	
	L130	30	30	0,12	4,0	3,82	Cabezal de recolección de crudo seco modulo I , II Y III	

**Tabla 4.35. Resultados de las líneas de tuberías de los tanques de transferencia para cada variación del flujo de alimentación. (Continuación).**

	Link de las tuberías	Diámetro Seleccionado pulg	$\Delta P/100$ pies Calc. psi	$\Delta P/100$ pies Recomendado psi	Veloc. pies/s	Veloc. Recomendada pies/s	Ubicación
80%	L123/124	12	12	0,55	4,0	4,84	Cabezal de recolección de crudo seco tren 1
	L125	12	12	0,006	4,0	0,85	
	L126	30	30	0,03	4,0	1,70	Cabezal de recolección de crudo seco tren 1 y 2
	L128	30	30	0,097	4,0	3,40	Cabezal de recolección de crudo seco modulo I y II
	L130	30	30	0,20	4,0	5,10	Cabezal de recolección de crudo seco modulo I , II Y III
120%	L123/124	12	12	1	4,0	7,27	Cabezal de recolección de crudo seco tren 1
	L125	12	12	0,009	4,0	1,27	
	L126	30	30	0,059	4,0	2,55	Cabezal de recolección de crudo seco tren 1 y 2
	L128	30	30	0,20	4,0	5,10	Cabezal de recolección de crudo seco modulo I y II
	L130	30	30	0,30	4,0	6,50	Cabezal de recolección de crudo seco modulo I , II Y III

#### 4.1.1.10 Bombas de transferencia

En esta parte se analizaron los resultados obtenidos en la evaluación de las bombas reforzadoras y las principales de transferencias donde se detectaron algunos efectos a causa de la variación de flujo.

En la tabla 4.36 se muestran los resultados de las condiciones de operación de las corrientes de entrada de las bombas reforzadoras:

**Tabla 4.36. Condiciones de operación de la corriente de alimentación a las bombas reforzadoras de transferencia obtenidas del simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.**

		Caso base 100%	20%	40%	60%	80%	120%
Temperatura de bombeo	°F	146	145,35	145,47	145,63	145,83	145,96
Presión -succión	psig	1,21	2,80				
Flujo volum. total	bpd/gpm	409.081/ 11.932	82.359/ 2.402	163.661/ 4.773	245.491/ 7.160	327.319/ 9.547	490.976/ 14.320
Flujo volum. a cada bomba de carga	bpd/gpm	136.262/ 3.974	27.441/ 800	54.530/ 1.590	81.795/ 2.386	109.059/ 3.180	163.588/ 4.771
Gravedad Especifica		0,96					
Densidad	lb/pies <sup>3</sup>	57,85	57,86		57,85		

Conocidas las condiciones de operación de la corriente de entrada se obtuvieron las condiciones de operación de las bombas reforzadoras, donde los resultados se reflejan en la tabla 4.37.

**Tabla 4.37. Condiciones de operación de las bombas reforzadoras de transferencias obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.**

		Caso base 100%	20%	40%	60%	80%	120%
<b>Operación</b>	<b>tres bombas en paralelo</b>						
<b>Presión de succión</b>	<b>psig</b>	-3,05	-1,46				
<b>Temperatura</b>	<b>°F</b>	145,78	147,48	147,61	147,77	147,97	148,09
<b>Aumento de presión</b>	<b>psi</b>	141,45	139,86				
<b>Potencia</b>	<b>HP</b>	403,13	79,74	158,50	237,83	317,27	476,05
<b>Cabezal</b>	<b>pies</b>	418,42	411,37	411,49	411,65	411,85	411,98
<b>Viscosidad</b>	<b>cP</b>	91,44	92,14	91,82	91,43	90,94	90,64

En las tablas 4.36 y 4.38 se presentan las condiciones de operación de las corrientes de alimentación de las bombas reforzadoras y las principales respectivamente, observándose que para el caso de 20% y 40% presentan el mismo problema que las bombas de cargas ya que hay muchas bombas operando para la cantidad de flujo presente, en los anexos B.11 y B.12 se puede observar el flujo mínimo que manejan las bombas. Los otros casos evaluados si pueden operar con la cantidad de bombas consideradas para el proceso. Las presiones se mantuvieron fijas en el proceso, mientras que la temperatura sufrió ligeros aumento, haciendo que la densidad varié un poco.

**Tabla 4.38. Condiciones de operación de la corriente de alimentación a las bombas principales de transferencias obtenidas del simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.**

		Caso base 100%	20%	40%	60%	80%	120%
<b>Temperatura de bombeo</b>	<b>°F</b>	145,62	147,33	147,45	147,61	147,81	147,94
<b>Presión</b>	<b>psig</b>	102,40					
<b>Flujo Volum. total</b>	<b>bpd/ gpm</b>	409.575/ 11.946	82.359/ 2.402	163.661/ 4.773	245.491/ 7.160	327.319/ 9.547	490.976/ 14.320
<b>flujo volum. a cada bomba de carga</b>	<b>bpd/ gpm</b>	68.235/ 1.990	13.721/ 400	27.266/ 795	40.899/ 1.193	54.531/ 1.591	81.797/ 2.386
<b>Gravedad Especifica</b>		0,96					
<b>Densidad</b>	<b>lb/pie<sup>3</sup></b>	57,89	57,88			57,87	

**Tabla 4.39. Condiciones de operación de las bombas principales de transferencias obtenidas por el simulador Pro/ II para cada variación del flujo de alimentación.**

		Caso base 100%	20%	40%	60%	80%	120%
<b>Operación</b>	<b>Seis bombas en paralelo</b>						
<b>Presión de succión</b>	<b>psig</b>	100					
<b>Temperatura</b>	<b>°F</b>	158,11	159,85	159,97	160,12	160,32	160,44
<b>Aumento de Presión</b>	<b>psi</b>	822					
<b>Potencia</b>	<b>HP</b>	985,74	198,32	394,12	591,21	788,33	1.182,55
<b>Cabezal</b>	<b>pie</b>	2.047	2.047	2.047	2.047	2.047	2.047
<b>Viscosidad</b>	<b>cP</b>	88,84	86,83	85,54	86,17	85,72	85,43

Con respecto a las condiciones de operación de las bombas reforzadoras y principales presentadas en las tablas 4.37 y 4.39 respectivamente, los parámetros afectados por esta variación del caudal fueron la potencia aumentando a medida que se opera con más flujo, ya que depende de la capacidad del líquido que entra a la bomba y de la eficiencia de la misma, la cual se mantuvo fija mientras que para el cabezal el comportamiento fue lo contrario, porque este parámetro depende del aumento de presión y la densidad pero la diferencia no fue tan significativa porque la densidad y el aumento de presión no variaron mucho.

En la tabla 4.40 se muestran que tanto se desviaron estas variables con respecto a las del caso base, obteniéndose mayores desviaciones en la potencia de las bombas.

**Tabla 4.40. Porcentaje de desviación de las variables afectadas por el cambio de flujo con respecto a los valores dados del caso base (100%).**

<b>Bombas</b>	<b>%</b>	<b>Temperatura</b>	<b>Potencia</b>	<b>Cabezal</b>	<b>Viscosidad</b>
<b>Reforzadoras</b>	<b>20%</b>	1,17	80,22	1,68	0,77
	<b>40%</b>	1,26	60,68	1,66	0,42
	<b>60%</b>	1,38	41	1,62	0,01
	<b>80%</b>	1,50	21,30	1,57	0,55
	<b>120%</b>	1,58	18,09	1,54	0,87
<b>Principales</b>	<b>20%</b>	1,10	79,88	0,002	0,02
	<b>40%</b>	1,18	60,02	0,007	3,71
	<b>60%</b>	1,27	40,02	0,01	3,01
	<b>80%</b>	140	20,03	0,02	3,51
	<b>120%</b>	1,47	19,97	0,03	3,84

#### 4.1.1.11 Condiciones del crudo enviado a Patio Tanques de Oficina (PTO) obtenidas por el simulador Pro/ II

En la tabla 4.41, se observa que el crudo transferido a PTO tiene una temperatura mayor con respecto a la del caso base en todos los casos de operación. Por este pequeño aumento de temperatura se observan cambios en la entalpía. La presión si se mantuvo en cada uno de los casos evaluados.

**Tabla 4.41. Condiciones del crudo enviado a PTO para cada variación del flujo de alimentación.**

DESCRIPCIÓN		Caso base (100%)	20%	40%	60%	80%	120%
Flujo	lb-mol/día	429157	85834	170564	255841	341114	511622
Temperatura	°F	158,09	159,83	159,96	160,11	160,31	160,43
Presión	psig	920					
Entalpía	Btu/lb-mol	17649	17956	17975	17997	18027	18046
	lb/pies <sup>3</sup>	58,05	58,02	58,05	58,04		
Densidad	°API	16,14					

#### 4.2 Determinación de las limitaciones operativas que se presentan en cuanto al diseño de las instalaciones del Centro Operativo Extrapesado para el manejo de un cambio de patrón de diluyente.

De acuerdo a los resultados que se presentan a continuación se podrá conocer si existen limitaciones para operar el centro operativo con un diluyente diferente, basándose en los casos descritos en la sección 3.4

##### 4.2.1 Producción desde los pozos y la alimentación al Centro Operativo

A continuación se muestra en la tabla 4.42 los volúmenes que requieren cada uno de los corredores donde se encuentran los pozos productores del Centro Operativo.

**Tabla 4.42. Producción desde los corredores Sur y Norte para cambio de patrón de diluyente.**

	Volumen de la mezcla diluida bbl/día	Relación Crudo-Diluyente	Volumen de crudo de formación bbl/día	Volumen del diluyente bbl/día
<b>Caso 100 % (Original)</b>				
Producción 1	66.456,83	1:1	31.868,68	34.588,15
Producción 2 y 3	22.152,28		10.622,90	11.529,38
Producción 5	27.690,35		13.278,62	14.411,73
<b>Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)</b>				
Producción 1	40.473,22	0,27:1	<b>31.868,68</b>	8.604,54
Producción 2 y 3	13.491,08		<b>10.622,90</b>	2.868,18
Producción 5	16.863,85		<b>13.278,62</b>	3.585,23

- Producción 1: flujo multifasico desde el corredor Sur (EBMF-1)
- Producción 2 y 3: flujo multifasico desde el corredor Norte (Macolla 10) y corredor Sur (Macolla 3)
- Producción 5: flujo multifasico desde el corredor Norte (Macolla 11)

**Tabla 4.42. Producción desde los corredores Sur y Norte para cambio de patrón de diluyente. (Continuación).**

	Volumen de la mezcla diluida bbl/día	Relación crudo-diluyente	Volumen de crudo de formación bbl/día	Volumen del diluyente bbl/día
<b>Caso 2 (Aumentando el crudo de formación)</b>				
Producción 1	<b>66.456,83</b>	0,27:1	52.254,85	14.201,98
Producción 2 y 3	<b>22.152,28</b>		17.418,29	4.733,99
Producción 5	<b>27.690,35</b>		21.772,86	5.917,49

- Producción 1: flujo multifasico desde el corredor Sur (EBMF-1)
- Producción 2 y 3: flujo multifasico desde el corredor Norte (Macolla 10) y corredor Sur (Macolla 3)
- Producción 5: flujo multifasico desde el corredor Norte (Macolla 11)

A continuación se presentan los flujos que fueron utilizados en la simulación de Pro/II para la evaluación del nuevo patrón de diluyente.

**Tabla 4.43. Flujos para el proceso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso base (100%)	Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)	Caso 2 (Aumentando el crudo de formación )
Flujo de la mezcla diluida	bbl/día	136.080,03	82.874,83	<b>136.080,03</b>
Relación crudo – diluyente		1,1:1	0,27:1	
Flujo de crudo de formación	bbl/día	<b>65.255,77</b>		107.000
Flujo de gas	MMpced	14,39		23,75
Flujo de agua	bbl/día	18.279,97		29.973,70
Volumen del diluyente	bbl/día	70.824,26	17.619,06	29.080,62

En la tabla 4.43 se muestran los resultados obtenidos mediante las ecuaciones planteadas en la sección 3.4, cuyos parámetros fueron utilizados para la realización de los casos que se plantearon en la simulación de Pro/ II lo que permitió conocer si se puede operar la planta con un diluyente diferente.

#### **4.2.2 Determinación de las limitaciones presentadas en los casos estudiados**

Al igual que el objetivo anterior, los resultados obtenidos mediante los simuladores tanto de Pro/ II como Pipephase serán mostrados por equipo para una mejor comprensión e interpretación.

##### **4.2.2.1 Separador trifásico**

Una vez realizada la evaluación en los simuladores se logro obtener los resultados de las condiciones de operación e hidráulicas para el separador trifásico, cuando se utiliza un diluyente diferente.

Una vez que se introdujeron los datos al simulador Pro/ II se obtuvieron las condiciones de operación de entrada de los separadores trifásicos, mostradas en la tabla 4.44.

**Tabla 4.44. Condiciones de operación de entrada y salida de los cuatros separadores trifásico del proceso para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)				Caso 2 (Aumentando el crudo de formación)			
		Entrada	Salida de crudo	Salida de gas hacia CCTGB	Salida de agua	Entrada	Salida de crudo	Salida de gas hacia CCTGB	Salida de agua
Flujo masico	lb/h	1.447.855	1.305.182	30.290	106.664	2.377.007	2.142.730	53.665	174.894
Flujo volum.bruto @ T, P	bbl/día	100.412	93.070	-	7.311	164.839	152.795	-	11.989
Flujo volum.gas	MMpced	16,33	0,03	13,77	0	26,93	0,06	24,40	0
	bbl/día	5,35	0,01	4,51	0	8,83	0,01	8	0
Flujo volum.agua	bbl/día	18.299	10.967	-	7.309	30.005	17.983	-	11.984
Flujo volum. crudo neto	bbl/día	82.114	82.103	-	3,2	134.830	134.812	-	5,27
Temperatura operación	°F	91,64	90,04	89,71	90,02	91,64	90,01	89,71	90,02
Presión operación	psig	59,30							
Densidad crudo @ T, P	lb/pies <sup>3</sup>	59,44	59,33	-	61,47	59,44	59,33	-	61,47
	°API	15,32	15,72	-	10,02	15,32	15,72	-	10,02
Densidad del gas	lb/pies <sup>3</sup>	0,25	0,23	0,22	0,23	0,25	0,23	0,22	0,23
Viscosidad crudo @ T,P	cP	36,59	89,37	-	0,78	36,67	89,55	-	0,78
Viscosidad gas @ T, P	cP	0,01							

Nota: El gas hacia el sistema de combustible es de 2,6 MMpced en cada caso.  
CCTGB: Centro de tratamiento de gas Bare

A continuación se presentan los flujos que entran a cada uno de los separadores trifásicos, con el fin de verificar el comportamiento de cada uno de ellos.

**Tabla 4.45. Flujos de entrada y salida de cada uno de los separadores trifásicos obtenidos por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)				Caso 2 (Aumentando el crudo de formación)			
		Entrada	Salida de crudo	Salida de gas	Salida de agua	Entrada	Salida de crudo	Salida de gas	Salida de agua
Flujo masico	lb/h	361.964	286.297	9.003	6.666	594.251	470.097	14.848	109.309
Flujo volum. bruto @ T, P	bbl/día	25.103	20.529	-	4.570	41.209	33.709	-	7.493
Flujo neto de crudo	bbl/día	20.528	20.528	-	2,05	33.707	33.707	-	3,37
Flujo de agua	bbl/día	4.575	1,06	-	4.568 <sup>(2)</sup>	7.501	1,74	-	7.490 <sup>(2)</sup>
Flujo de vapor	MMpced	4,08	-	4,09 <sup>(1)</sup>	-	6,73	-	6,75 <sup>(1)</sup>	-
Agua y sedimentos	%	17,10	0,01	-	99,96	17,07	0,01	-	99,96

Nota 1. De la cantidad de gas a la salida del separador 0,65 MMpced van hacia el sistema de gas combustible y resto hacia la planta compresora en los dos casos (caso 1= 3,44 MMpced; caso 2= 6,1 MMpced).

Nota 2. De la cantidad de agua del separador el 40% es agua libre (agua hacia PTAF) y el 60% restante es agua emulsionada (mezclada con el crudo).

En la tabla 4.44 se muestran los flujos de las corrientes de entrada y salida de los separadores trifásicos. En ella se puede observar que para el caso 2 (aumento del flujo de alimentación), el gas hacia la planta compresora de 24,40 MMpced para un módulo y 73,2 MMpced de todo el centro operativo más el gas proveniente de Arecuna 29,31 MMpced y las áreas tradicionales de Bare 80,93 MMpced, tiene un exceso de 2,34 MMpced, con respecto a la capacidad máxima que maneja el centro de tratamiento de gas que es de 181,10 MMpced; esto fue a causa de que la cantidad de gas y agua aumentaron a la entrada porque se tiene mayor cantidad de crudo de formación.

A continuación se muestran los resultados de la evaluación de las tuberías de alimentación y salida de los separadores trifásicos, donde se observó en la tabla 4.46 que para ambos casos se cumplen con los criterios estipulados en la norma de PDVSA LT.P 1.5 "Cálculo hidráulico de las tuberías". En la figura 4.12, se presenta el esquema utilizado para evaluar las tuberías de flujo a la salida de los separadores trifásicos.

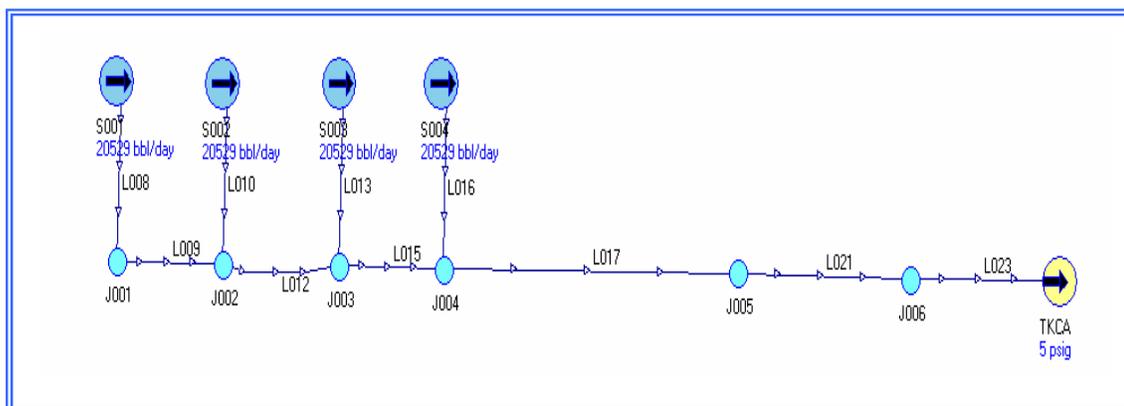


Figura 4.12. Salida de los separadores trifásicos hacia los tanques de carga.

Tabla 4.46. Líneas de flujo de la alimentación y salida de los separadores trifásicos para cada caso del cambio de patrón de diluyente.

	Link de las tuberías	Diámetro selecc. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación	Nº de línea según los DTI (anexo D.4)
Caso 1	L019	16	0,22	4,0	1,28	5-15	Alimentación hacia separadores trifásicos	16"-P-01-0005-AA1/ 16"-P-13-0005-AA1 16"-P-01-0006-AA1/ 16"-P-13-0006-AA1/ 16"-P-01-0007-AA1/ 16"-P-13-0007-AA1/ 16"-P-01-0008-AA1/ 16"-P-13-0008-AA1.
	L008/ L010/ L013/ L016	12	0,47	4,0	1,65	5 - 15	Salida de los separadores trifásicos	12"-P-01-0025-AA1/ 12"-P-01-0026-AA1/ 12"-P-01-0027-AA1/ 12"-P-01-0028-AA1/ 12"-P-01-0030-AA1/ 12"-P-01-0031-AA1/ 12"-P-01-0032-AA1/ 12"-P-01-0033-AA1.
Caso 2	L019	16	0,37	4,0	2,11	5-15	Alimentación hacia separadores trifásicos	16"-P-01-0005-AA1/ 16"-P-13-0005-AA1/ 16"-P-01-0006-AA1/ 16"-P-13-0006-AA1/ 16"-P-01-0007-AA1/ 16"-P-13-0007-AA1/ 16"-P-01-0008-AA1/ 16"-P-13-0008-AA1.
	L008/ L010/ L013/ L016	12	0,77	4,0	2,71	5 - 15	Salida de los separadores trifásicos	12"-P-01-0025-AA1/ 12"-P-01-0026-AA1/ 12"-P-01-0027-AA1/ 12"-P-01-0028-AA1/ 12"-P-01-0030-AA1/ 12"-P-01-0031-AA1/ 12"-P-01-0032-AA1/ 12"-P-01-0033-AA1.

Caso 1. Manteniendo el crudo de formación

Caso 2. Aumentando el crudo de formación

#### 4.2.2.2 Tanque de carga

Para el tanque de carga se obtuvieron las condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida del equipo así como el gas que es enviado al sistema de recuperación de vapor. También se realizó la evaluación hidráulica para verificar si las líneas de flujo cumplían con los criterios de velocidad y caída de presión establecidas en las normas de PDVSA.

Ahora, en la tabla 4.47 se presentan las condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida del tanque de carga.

**Tabla 4.47. Condiciones de operación de las corrientes de alimentación y salida del tanque de carga obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)		Caso 2 (Aumentando el crudo de formación)	
		Entrada	Salida de crudo	Entrada	Salida de crudo
Flujo Volum. de entrada @ T,P	bb/día	93.069,96	92.922,67	152.794,84	152.553,36
Temperatura operación	°F	90			
Presión operación	psig	50,30			
Viscosidad crudo @ T,P	cP	89,37	92,02	59,33	59,36
Viscosidad gas @ T, P	cP	0,01	-	0,01	-

En la tabla 4.48, se presentan los resultados obtenidos para los requerimiento de venteo de los tanques de carga, para conocer la tasa de gas que es enviada al sistema de recuperación de vapor.

**Tabla 4.48. Requerimiento de venteo total hacia el sistema de disposición de vapores para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)	Caso 2 (Aumentando el crudo de formación)
<b>Modo de llenado: Tanque recibiendo y otro despachando</b>			
Requerimiento de venteo por entrada de líquido al tanque	pceh/ MMpced	46.535 1,12	76.397,42 1,83
Requerimiento de venteo por efecto térmico	pceh/ MMpced	46880 1,13	
<b>Requerimiento de venteo total a la REVA<sup>(1)</sup></b>	<b>MMpced</b>	<b>2,25</b>	<b>2,96</b>

Nota1. Sistema de recuperación de vapor

De acuerdo a los resultados obtenidos para el tanque de carga se puede observar en la tabla 4.48 el inconveniente que se presenta para el caso 1, donde el requerimiento de gas enviado al sistema de recuperación de vapor es menor con respecto a la capacidad mínima presentada en las premisas de diseño, la cual ocasiona que el sistema no pueda funcionar.

A continuación en la tabla 4.49 se muestran los resultados de la evaluación de las tuberías de alimentación para los tanques de carga.

**Tabla 4.49. Líneas de flujo de la alimentación de los tanques de carga para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

	Link de las tuberías	Diámetro selec. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación	Nº de línea según los DTI (anexo D.5)
<b>Caso 1</b>	L021	24	0,14	4,0	1,84	5 - 15	Cabezal alimentación	24"-P-01-0034-AA1.
	L023	24	-	-	1,72	5 - 15	Tubería alimentación	24"-P-01-0035-AA1. 24"-P-01-0036-AA1.
<b>Caso 2</b>	L021	24	0,24	4,0	3,01	5 - 15	Cabezal alimentación	24"-P-01-0034-AA1.
	L023	24	-	-	2,83	5 - 15	Tubería alimentación	24"-P-01-0035-AA1. 24"-P-01-0036-AA1.

Caso 1. Manteniendo el crudo de formación

Caso 2. Aumentando el crudo de formación

#### 4.2.2.3 Bombas de carga

A continuación se presentan los resultados de las condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida y del equipo.

**Tabla 4.50. Condiciones de la alimentación a las bombas de carga obtenidas del simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		<b>Caso 1</b> (Manteniendo el crudo de formación)	<b>Caso 2</b> (Aumentando el crudo de formación)
Temperatura de bombeo	° F	90,19	
Presión	psig	10,30	
Flujo volumétrico total	bpd/ gpm	92853,55/ 2708,23	152440,16/ 4446,17
Flujo volumétrico a cada bomba de carga	bpd/ gpm	23213,39/ 677,06	38110,04/ 1111,54
Gravedad específica		0,96	
Densidad	lb/pies <sup>3</sup>	59,37	

De acuerdo a los resultados que se muestran en las tablas 4.50 y 4.51, sobre las condiciones de operación de la corriente de entrada y del equipo respectivamente, se puede decir que cuando se usa este nuevo diluyente el equipo no presenta ninguna limitación.

**Tabla 4.51. Condiciones de operación de cada bomba de carga obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)	Caso 2 (Aumentando el crudo de formación)
<b>Operación</b>		Cuatro bombas en paralelo	
<b>Presión de succión</b>	<b>psig</b>	-0,0994	-2,594
<b>Temperatura</b>	<b>°F</b>	97,95	
<b>Aumento de presión</b>	<b>psi</b>	249,68	
<b>Potencia</b>	<b>hp</b>	164,37	269,66
<b>Cabezal</b>	<b>pies</b>	849,05	848,44
<b>Viscosidad</b>	<b>cP</b>	92,19	92,38

A continuación se muestran los resultados de la evaluación hidráulica de alimentación y descarga de las bombas de carga.

**Tabla 4.52. Resultados de la línea de alimentación de las bombas de carga para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

	Link de las tuberías	Diámetro selett. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación	Nº de línea según los DTI (anexo D.6)
<b>Caso 1</b>	L001	24	0,18	<b>0,4</b>	2,08	<b>4 – 8</b>	Líneas de salida de los tanques de carga	24"-P-01-0037-AA1 24"-P-01-0038-AA1
	L002	24	0,18	<b>0,4</b>	2,08	<b>4 – 8</b>	Cabezal de succión bombas de carga	24"-P-01-0039-AA1
	L003/04/05/13	12	0,58	<b>0,4</b>	1,87	<b>4 – 8</b>	Líneas de succión bombas de carga	12"-P-01-0040-AA1 12"-P-01-0041-AA1 12"-P-01-0042-AA1 12"-P-01-0043-AA1
<b>Caso 2</b>	L001	24	0,29	<b>0,4</b>	3,41	<b>4 – 8</b>	Líneas de salida de los tanques de carga	24"-P-01-0037-AA1 24"-P-01-0038-AA1
	L002	24	0,30	<b>0,4</b>	3,41	<b>4 – 8</b>	Cabezal de succión bombas de carga	24"-P-01-0039-AA1
	L003/04/05/13	12	0,96	<b>0,4</b>	3,07	<b>4 – 8</b>	Líneas de succión bombas de carga	12"-P-01-0040-AA1 12"-P-01-0041-AA1 12"-P-01-0042-AA1 12"-P-01-0043-AA1

**Caso 1. Manteniendo el crudo de formación**

**Caso 2. Aumentando el crudo de formación**

**Tabla 4.53. Líneas de flujo de la descarga de las bombas de carga para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

	Link de las tuberías	Diámetro selecc. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación	Nº de línea según los DTI (anexo D.6)
<b>Caso 1</b>	L007/L008	10	1	2,0	2,80	10 - 15	Líneas de descarga bombas de carga	10"-P-01-0045-BA1 10"-P-01-0046-BA1 10"-P-01-0047-BA1 10"-P-01-0048-BA1
	L009/L010	10	1	2,0	2,80	10 - 15	Líneas de descarga bombas de carga	10"-P-01-0045-BA1 10"-P-01-0046-BA1 10"-P-01-0047-BA1 10"-P-01-0048-BA1
	L011	16	0,87	4,0	4,75	5-15	Cabezal de descarga	16"-P-01-0050-BA1
	L012/13	12	1	4,0	3,74	5-15	Bifurcación hacia cabezal de cada tren	12"-P-01-1052-BA1 12"-P-01-2052-BA1 (tren 1y 2)
<b>Caso 2</b>	L007/L008	10	2	2,0	4,59	10 - 15	Líneas de descarga bombas de carga	10"-P-01-0045-BA1 10"-P-01-0046-BA1 10"-P-01-0047-BA1 10"-P-01-0048-BA1
	L009/L010	10	2	2,0	4,59	10 - 15	Líneas de descarga bombas de carga	10"-P-01-0045-BA1 10"-P-01-0046-BA1 10"-P-01-0047-BA1 10"-P-01-0048-BA1
	L011	16	1	4,0	7,80	5-15	Cabezal de descarga	16"-P-01-0050-BA1
	L012/13	12	2	4,0	6,14	5-15	Bifurcación hacia cabezal de cada tren	12"-P-01-1052-BA1 12"-P-01-2052-BA1 (tren 1y 2)

**Caso 1. Manteniendo el crudo de formación**

**Caso 2. Aumentando el crudo de formación**

En cuanto a los resultados para la evaluación hidráulica de las corrientes de alimentación de las bombas de carga (tabla 4.52), se observa que éstas no cumplen con el criterio recomendado para los parámetros de velocidad y caída de presión utilizados para evaluar las tuberías en ambos casos estudiados, ya que se produce mucha caída de presión y la velocidad no alcanza un valor comprendido en el rango establecido por la norma PDVSA L-TP 1.5. Al analizar las tuberías de descarga (tabla 4.53), se encontró que estas cumplían por lo menos con uno de los parámetros considerados para la evaluación.

#### 4.2.2.3 Intercambiador de calor

Siguiendo la metodología se procedió a analizar los resultados obtenidos para cada tipo de intercambiador de calor con la finalidad de determinar si presentan alguna limitación para operar con un diluyente diferente como la nafta.

En la tabla 4.54, se presentan las condiciones de operación para los intercambiadores de calor crudo/crudo y en la tabla 4.55 las condiciones de operación para las corrientes de entrada y salida de este equipo.

**Tabla 4.54. Condiciones de operación de los intercambiadores crudo/crudo obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)	Caso 2 (Aumentando el crudo de formación )
Fracción de líquido de la corriente caliente		1,0000	
Temperatura de la corriente fría a la salida	° F	163,76	164,30
Fracción de líquido de la corriente fría		1,0000	
Calor	MMBtu/h	2,3883	3,9617

**Tabla 4.55. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los Intercambiadores crudo/crudo obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

DESCRIPCIÓN		Entrada lado carcasa	Salida lado carcasa	Entrada lado tubos	Salida Lado tubos	
Caso 1 Fase líquido	Temperatura	°F	96,96	163,76	231,41	146
	Presión	psia	211,10	186,10	90,30	70,30
	Gravedad específica		0,96			
	Densidad @ T,P	lb/pies <sup>3</sup>	59,04	57,96	56,44	58,04
	Flujo másico	lb/h	65.207,49		57.252,22	
Caso 2 Fase líquido	Temperatura	°F	96,77	164,30	232,21	146
	Presión	psia	203,90	178,90	63,70	43,70
	Gravedad específica		0,96			
	Densidad @ T,P	lb/pies <sup>3</sup>	59,05	57,94	56,40	58,02
	Flujo másico	lb/h	107.052		94.009	

Caso 1. Manteniendo el crudo de formación

Caso 2. Aumentando el crudo de formación

De acuerdo a los resultados presentados para el intercambiador de calor crudo/crudo para ambos casos estudiados, una vez comparados con las condiciones de diseño se puede decir que no se presenta ninguna limitación para operar correctamente, ya que éstos reflejan valores que pueden ser soportados por el equipo.

En la tabla 4.56, se muestran las condiciones de operación obtenidas para el intercambiador de calor crudo/agua y en la 4.57 se presentan las condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de dicho equipo.

**Tabla 4.56. Condiciones de operación de los intercambiadores crudo/agua obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)	Caso 2 (Aumentando el crudo de formación)
Temperatura de la corriente caliente a la salida	° F	83,48	185,19
Fracción de líquido de la corriente caliente		1,0000	
Fracción de líquido de la corriente fría		1,0000	
Calor	MM Btu/h	4,6863	7,4195

**Tabla 4.57 Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los intercambiadores crudo/agua para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

	DESCRIPCIÓN	Entrada lado carcasa	Salida lado carcasa	Entrada lado tubos	Salida Lado tubos	
<b>Caso 1</b>	Fase	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	
	Temperatura	°F	163,79	176	234,95	183,48
	Presión	psia	187,30	162,30	132,81	112,81
	Gravedad específica		0,96		1	
	Densidad @ T, P	lb/pies <sup>3</sup>	57,96	57,70	56,94	58,61
	Flujo másico	lb/h	652.074		79.519	
<b>Caso 2</b>	Fase	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	
	Temperatura	°F	164,23	176	234,89	185,20
	Presión	psia	175,80	150,80	112,59	92,59
	Gravedad específica		0,96		1	
	Densidad @ T, P	lb/pies <sup>3</sup>	57,94	57,69	56,94	58,55
	Flujo másico.	lb/h	1.070.517		130.387	

Caso 1. Manteniendo el crudo de formación

Caso 2. Aumentando el crudo de formación

De acuerdo los resultados presentados para el intercambiador crudo/agua, se observa que para ambos casos no se presenta ninguna limitación para operar eficientemente cuando se utiliza el diluyente diferente una vez que dichos valores fueron comparados con los valores de diseño del equipo.

A continuación se muestran los resultados que se obtuvieron del simulador Pro/II para el intercambiador agua/agua. Donde en la tabla 4.58 y 4.59 se presentan las

condiciones de operación tanto del equipo como para las corrientes de entra y salida del mismo respectivamente.

**Tabla 4.58. Condiciones de operación de los intercambiadores agua/agua obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)	Caso 2 (Aumentando el crudo de formación )
Temperatura de la corriente caliente a la salida	° F	172,06	177,53
Fracción de líquido de la corriente caliente y fría		1,0000	
Calor	MM Btu/h	2,3559	

**Tabla 4.59. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los intercambiadores agua/agua para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

	DESCRIPCIÓN	Entrada lado carcasa	Salida lado Carcasa	Entrada lado tubos	Salida Lado tubos	
<b>Caso 1</b>	Fase	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	
	Temperatura	°F	90	192,82	172,06	
	Presión	psia	212	187	112,81	92,81
	Gravedad específica		1			
	Densidad @ T, P	lb/pies <sup>3</sup>	61,49	58,21	58,31	58,96
	Viscosidad	cP	0,78	0,31	0,32	0,37
	Flujo másico. Total	lb/h	18.967		98.518	
<b>Caso 2</b>	Fase	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	
	Temperatura	°F	90	191,25	177,53	
	Presión	psia	212	187	92,56	72,56
	Gravedad específica		1			
	Densidad @ T, P	lb/pies <sup>3</sup>	61,49	58,21	58,36	58,79
	Viscosidad	cP	0,78	0,31	0,32	0,35
	Flujo másico. Total	lb/h	18.967		149.389	

Caso 1. Manteniendo el crudo de formación

Caso 2. Aumentando el crudo de formación

Una vez analizados las condiciones de operación para el intercambiador de calor agua/agua, se determinó que este equipo no presenta ningún problema lo cual puede operar correctamente cuando se usa nafta como diluyente.

Por otra parte, las tuberías de flujo del intercambiador crudo/crudo y crudo/agua (corriente de crudo), no presentan ninguna limitación en cuanto a velocidad y caída de presión, estos resultados son mostrados en el anexo A.3.

#### 4.2.2.4 Hornos tipo cabina

En este equipo se encontró a través de los resultados mostrados en la tabla 4.60, donde se presentan las condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida, que para ambos casos el porcentaje de agua y sedimento supera el máximo correspondiente al valor indicado en la hoja de datos del horno. (Ver anexo B.7). Esto es debido a que el crudo entra al proceso con un mayor porcentaje de agua y sedimento. Si estos sedimentos no son removidos puede causar problemas como: acumularse y ocupar un volumen importante en el equipo y eventualmente bloquear la corriente de alimentación o bloquear la transferencia de calor, ocasionando finalmente el colapso del equipo.

**Tabla 4.60. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los hornos para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

	<b>Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)</b>		
		<b>Entrada</b>	<b>Salida</b>
<b>Temperatura</b>	°F	175,88	235
<b>Presión</b>	psig	156,40	141,40
<b>Flujo másico</b>	lb/h	652.074	
<b>Flujo volum. bruto @ T y P</b>	bpd	46.461	
<b>Flujo volum. crudo neto</b>	bpd	40.978	
<b>Flujo volum. agua</b>	bpd	5.483	
<b>Flujo volum. de gas</b>	pies <sup>3</sup> /día	-	
<b>Densidad crudo @ T y P</b>	lb/pies <sup>3</sup>	57,69	56,47
	°API	15,60	
<b>Agua y sedimentos</b>	%	11,80	
	<b>Caso 2 (Aumentando el crudo de formación)</b>		
		<b>Entrada</b>	<b>Salida</b>
<b>Temperatura</b>	°F	175,78	235
<b>Presión</b>	psig	139,90	124,90
<b>Flujo másico</b>	lb/h	1.070.517	
<b>Flujo volum. bruto @ T y P</b>	bpd	76.277	
<b>Flujo volum. crudo neto</b>	bpd	67.286	
<b>Flujo volum. agua</b>	bpd	8.990	
<b>Flujo volum. de gas</b>	pies <sup>3</sup> /día	-	

Densidad crudo @ T y P	lb/pies <sup>3</sup>	57,69	56,46
	°API	15,60	
Agua y sedimentos	%	11,80	

El flujo mostrado en la tabla corresponde a los dos hornos de proceso

En la tabla 4.61 se presentan las condiciones de operación del horno cuando se esta utilizando el nuevo patrón de diluyente, donde se observo que para ambos casos el calor que intercambian los fluidos esta por debajo del valor que soporta el horno, por lo tanto no se presenta limitación alguna.

**Tabla 4.61. Condiciones de operación de los hornos obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)	Caso 2 (Aumentando el crudo de formación)
Fracción de líquido de la corriente de entrada		1,0000	
Calor intercambiado	MM Btu/h	22,5168	36,9871
Valor calorífico bajo	Btu/pies <sup>3</sup>	742,25	742,74

A continuación se muestran los resultados de las tuberías de flujo de los hornos

**Tabla 4.62. Líneas de tuberías de los hornos para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

	Link de las tuberías	Diámetro selecc. pulg	$\Delta P/100$ Pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación	Nº de línea según los DTI (anexo D.9)
Caso 1	L060	8	0,57	4,0	4,65	5 - 15	Líneas de entrada a hornos	8"-P-01-1079-BA1.
	L061	8	0,53	4,0	4,47	5 - 15		8"-P-01-1080-BA1.
	L064	8	0,37	4,0	4,73	5 - 15	Líneas de salida de hornos	8"-P-01-1081-BA1-HC.
	L165	8	0,34	4,0	4,55	5 - 15		8"-P-01-1082-BA1-HC.
	L016	10	0,42	4,0	5,88	5 - 15	Cabezal salida hornos/cabezal de entrada deshidratadores	10"-P-01-1083-BA1-HC.
Caso 2	L060	8	1	4,0	7,49	5 - 15	Líneas de entrada a hornos	8"-P-01-1079-BA1.
	L061	8	1	4,0	7,48	5 - 15		8"-P-01-1080-BA1.
	L064	8	0,90	4,0	7,62	5 - 15	Líneas de salida de hornos	8"-P-01-1081-BA1-HC.
	L165	8	0,90	4,0	7,61	5 - 15		8"-P-01-1082-BA1-HC.

	L016	10	1	4,0	9,66	5 - 15	Cabezal salida hornos/cabezal de entrada deshidratadores	10"-P-01-1083-BA1-HC.
--	------	----	---	-----	------	--------	--	-----------------------

Caso 1. Manteniendo el crudo de formación

Caso 2. Aumentando el crudo de formación

En cuanto a las tuberías reflejadas en la tabla 4.62 se observa de acuerdo a los resultados obtenidos por el simulador Pipephase se puede decir que aunque cumplieron con uno de los parámetros que se utilizaron para el estudio se cumple con la norma de PDVSA LT.P 1.5 "Cálculo hidráulico de las tuberías" por lo tanto estas tuberías no presentaron ningún problema para ambos casos evaluados.

#### 4.2.2.5 Deshidratadores electrostáticos

Los resultados obtenidos por el simulador Pro/ II presentados en la tabla 4.63, 4.64 y 4.65 para los deshidratadores electrostáticos, no se observa ningún problema de operación en el equipo, es decir opera correctamente sin sufrir ningún daño cuando se utiliza el nuevo diluyente, ya que están por debajo de las condiciones de diseño del equipo.

**Tabla 4.63. Condiciones de operación de los deshidratadores electrostáticos obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)	Caso 2 (Aumentando el crudo de formación)
Temperatura	°F	234,95	234,89
Presión	psig	138,30	117,80

**Tabla 4.64. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los deshidratadores electrostáticos para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso 1(Manteniendo el crudo de formación)		
		Entrada	Corriente de salida (crudo)	Corriente de salida (agua)
Temperatura	°F	235,03	234,95	
Presión	psig	143,30	138,30	
Flujo Másico	lb/h	652.073	572.555	79.519
Flujo volum. bruto @ T y P	bpd	46.461	41.009	5.452
Flujo volum. crudo neto	bpd	40.978	40.974	4,76
Flujo volum. agua	bpd	5.482,84	35,51	5.447,33
Densidad crudo @ T y P	lb/pies <sup>3</sup>	56,47	56,41	56,94
	°API	15,60	16,37	10,05

Gravedad		0,96	1
Agua y sedimentos	%	11,80	0,09
			99,91

El flujo mostrado en la tabla corresponde a los dos deshidratadores electrostáticos

**Tabla 4.64. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los deshidratadores electrostáticos para cada caso del cambio de patrón de diluyente. (Continuación).**

		Caso 2 (Aumentando el crudo de formación)		
		Entrada	Corriente de salida (crudo)	Corriente de salida (agua)
Temperatura	°F	234,97	234,89	
Presión	psig	122,80	117,80	
Flujo másico	lb/h	1.070.517	940.130	130.387
Flujo volum. bruto @ T y P	bpd	76.277	67.337	8.940
Flujo volum. crudo neto	bpd	67.286	67.279	7,81
Flujo volum. agua	bpd	8.990,20	58,26	8.931,95
Densidad crudo @ T y P	lb/pies <sup>3</sup>	56,46	56,39	56,94
	°API	15,60	16,37	10,05
Gravedad		0,96		1
Agua y sedimentos	%	11,79	0,09	99,91

El flujo mostrado en la tabla corresponde a los dos deshidratadores electrostáticos

A continuación se muestran los resultados de la evaluación hidráulica de las tuberías de flujo correspondientes a los deshidratadores electrostáticos.

Los resultados de las líneas de tuberías de entrada y salida de los deshidratadores electrostáticos se muestran a continuación:

**Tabla 4.65. Resultados de las líneas de tuberías de los deshidratadores electrostáticos para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

	Link de las tuberías	Diámetro selett. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ Pies recom. psi	Veloc. pies /s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación	Nº de línea según los DTI (anexo D.10)
Caso 1	L067	8	0,31	4,0	4,38	5 - 15	Líneas de entrada al deshidratador	8"-P-01-1085-AA1-HC. 8"-P-01-1086-AA1-HC.
	L002	8	0,34	4,0	4,57	5 - 15		
	L004	8	0,31	4,0	4,38	5 - 15	Líneas de salida de deshidratador	8"-P-01-1087-AA1-HC. 8"-P-01-1088-AA1-HC.
	L001	8	0,34	4,0	4,57	5 - 15		
	L006	10	0,38	4,0	5,62	5 - 15	Cab. salida desh./cabezal	10"-P-01-1089-AA1-HC.

							entrada a desalador	
--	--	--	--	--	--	--	---------------------	--

Caso 1. Manteniendo el crudo de formación

Caso 2. Aumentando el crudo de formación

**Tabla 4.65. Resultados de las líneas de tuberías de los deshidratadores electrostáticos para cada caso del cambio de patrón de diluyente. (Continuación).**

	Link de las tuberías	Diámetro selev. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ Pies recom. psi	Veloc. pies /s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación	Nº de línea según los DTI (anexo D.10)
Caso 2	L067	8	0,82	4,0	7,36	5 - 15	Líneas de entrada a deshidratador	8"-P-01-1085-AA1-HC. 8"-P-01-1086-AA1-HC.
	L002	8	0,82	4,0	7,33	5 - 15		
	L004	8	0,82	4,0	7,36	5 - 15	Líneas de salida de deshidratador	8"-P-01-1087-AA1-HC. 8"-P-01-1088-AA1-HC.
	L001	8	0,82	4,0	7,33	5 - 15		
	L006	10	0,95	4,0	9,23	5 - 15	cab. salida desh./cabezal entrada a desalador	10"-P-01-1089-AA1-HC.

Caso 1. Manteniendo el crudo de formación

Caso 2. Aumentando el crudo de formación

En las líneas de flujo de acuerdo a los resultados mostrados en la tabla 4.65 de la velocidad y caída de presión una vez comparados con los criterios establecidos en la norma PDVSA L-TP 1.5, no presentan ninguna limitación, para este nuevo patrón de diluyente.

#### 4.2.2.6 Desaladores

De acuerdo al análisis de los resultados mostrados en las tablas 4.66 y 4.67 que se presentan a continuación para el desalador, una vez que se compararon con los valores de diseño del equipo se observó que se encuentran por debajo de los mismos, por lo tanto no hay ninguna limitación por lo cual se puede decir que el equipo funciona correctamente.

**Tabla 4.66. Condiciones de operación de los desaladores obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)	Caso 2 (Aumentando el crudo de formación)
Temperatura	°F	231,98	232,86

Presión	psig	118,10	96
---------	------	--------	----

**Tabla 4.67. Condiciones de operación de las corrientes de entrada y salida de los desaladores para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)				
		Entrada	Corriente de salida (crudo)	Corriente de salida (agua)
Temperatura	°F	232,07	231,97	
Presión	psig	123,10	118,10	
Flujo másico	lb/h	591.522	572.522	19.000
Flujo volum. bruto @ T y P	bpd	42.309	41.007	1303
Flujo Volum. crudo neto	bpd	40.974	40.973	1,1
Flujo volum. agua	bpd	1.335,51	33,95	1.301,56
Densidad crudo @ T y P	lb/pies <sup>3</sup>	56,47	56,45	57,03
	°API	16,17	16,37	10,05
Agua y sedimentos	%	3,16	0,08	99,92
Caso 2 (Aumentando el crudo de formación)				
		Entrada	Corriente de salida (crudo)	Corriente de salida (agua)
Temperatura	°F	232,96	232,88	
Presión	psig	101	96	
Flujo másico	lb/h	959.097	940.094	19.003
Flujo Volum. Bruto @ T y P	bpd	68.637	67.334	1.303
Flujo volum. crudo neto	bpd	67.279	67277	1,12
Flujo volum. agua	bpd	1.358,25	56,50	1.301,75
Densidad crudo @ T y P	lb/pies <sup>3</sup>	56,43	56,42	57
	°API	16,24	16,37	10,05
Agua y sedimentos	%	1,98	0,08	99,91

El flujo mostrado en la tabla corresponde a los dos desaladores

En la tabla 4.68, se presentan los resultados de la salinidad del crudo a la entrada y salida del desalador donde se encontro que estaban por debajo de los requerimientos de sal para los mejoradores de crudo.

**Tabla 4.68. Resultados del contenido de sal a la entrada y salida de los desaladores para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

	Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)	Caso 2 (Aumentando el crudo de formación)
Flujo efectivo		975

Libras sal total a la entrada del desalador	lb sal	1057,23	1725,95
Concentración de sal a la entrada del desalador	ppm	2555,86	3753,78
Salinidad en el crudo a la entrada del desalador	PTB	24,29	24,11
Salinidad en el crudo a la salida del desalador	PTB	6,80	9,99

A continuación se presentan los resultados de la evaluación de las tuberías de flujo para los desaladores

En cuanto a los resultados presentados en la tabla 4.69 de las tuberías del desalador se nota que todas entran en el rango que establece la norma PDVSA L-TP 1.5, por lo tanto no presentan problemas.

**Tabla 4.69. Líneas de tuberías de los desaladores para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

	Link de las tuberías	Diámetro selecc. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom pies/s	Ubicación	Nº de línea según los DTI (anexo D.11)
<b>Caso 1</b>	L003	8	0,28	4,0	4,07	5 - 15	Líneas de entrada	8"-P-01-1090-AA1-HC 8"-P-01-1091-AA1-HC
	L005	8	0,38	4,0	4,87	5 - 15		
	L076/77	8	0,26	4,0	3,95	5 - 15	Líneas de salida	8"-P-01-1092-AA1-HC 8"-P-01-1093-AA1-HC
	L078	10	0,30	4,0	4,96	5 - 15	Cabezal salida	1 0"-P-01-1094-AA1-HC.
<b>Caso 2</b>	L003	8	0,67	4,0	6,61	5 - 15	Líneas de entrada	8"-P-01-1090-AA1-HC 8"-P-01-1091-AA1-HC
	L005	8	0,98	4,0	8,08	5 - 15		
	L076/77	8	0,65	4,0	6,48	5 - 15	Líneas de salida	8"-P-01-1092-AA1-HC 8"-P-01-1093-AA1-HC
	L078	10	0,76	4,0	8,15	5 - 15	Cabezal salida	10"-P-01-1094-AA1-HC.

**Caso 1. Manteniendo el crudo de formación**

**Caso 2. Aumentando el crudo de formación**

#### 4.2.2.7 Evaluación hidráulica de las tuberías de agua del proceso

En esta sección se evaluaron las tuberías de agua de los separadores trifásicos, deshidratadores electrostático, los desaladores y de los intercambiadores agua/agua.

En la tabla 4.70 se presentan los resultados de dicha evaluación hidráulica para cada uno de los dos casos estudiados encontrándose que para el caso 1 evaluado las líneas de la salida de cada uno de los deshidratadores electrostáticos a pesar que no cumplen con el criterio de caída de presión alcanza una velocidad de 4 pies/s, logrando entrar en el rango establecido y de esta manera cumplir con la Norma PDVSA L-TP 1.5 "Cálculo Hidráulico de Tuberías".

Para el segundo caso que fue evaluado en este objetivo ocurre algo similar para las líneas de flujo a la salida de cada uno de los separadores trifásicos y para la salida de agua de los deshidratadores electrostáticos lo cual puede presentar

problemas ya que no cumplen con el criterio establecidos en la norma de caída de presión y el valor de la velocidad llega al limite.

**Tabla 4.70. Líneas de tuberías de las corrientes de agua de proceso para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

	Link de las tuberías	Diámetro selecc. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación	N° de línea según los DTI (anexo D.4, D.8, D.10 y D.11)
<b>Caso 1</b>	S1/S2/S3/S4	3	0,29	0,6	2,32	4-6	Salida de cada uno de los separadores trifásicos	3"-PW-01-0001-AA2- HC. 3"-PW-01-0002-AA2- HC.
	L007/L008	3	0,66	0,6	4	4-6	Salida de cada uno de los deshidratadores electrostáticos	3"-PW-01-1010-AA2- HC. 3"-PW-01-1011-AA2- HC.
	L048	6	0,002	0,4	0,94	6	Agua que sale de los deshidratadores hacia el intercam. crudo/agua	6"-PW-01-1014-AA2- HC.
	L015	6	0,008	0,5	1,87	6	Agua desde el intercam. crudo/agua hacia el intercam. agua/agua	6"-PW-01-1015-AA2- HC.
	L053/L026	2	0,32	0,6	1,93	4-6	Agua que sale de cada uno de los desaladores	2"-PW-01-1017-AA2- HC. 2"-PW-01-1018-AA2- HC.
	L050	4	0,004	0,5	1,02	6	Agua que sale de los desaladores hacia el intercam. agua/agua	4"-PW-01-1018-AA2- HC.
	L010	6	0,12	0,5	2,28	6	Agua total hacia el intercam. agua/ agua	6"-PW-01-1016-AA2- HC.
	L035	6	0,001	0,5	0,83	6	Agua hacia PTAF desde el intercam. agua/agua	6"-PW-01-1021-AA2- HC.
<b>Caso 2</b>	S1/S2/S3/S4	3	0,74	0,6	4	4-6	Salida de cada uno de los separadores trifásicos	2"-PW-01-1017-AA2- HC. 2"-PW-01-1018-AA2- HC.
	L007/L008	3	2	0,6	6	4-6	Salida de cada uno de los deshidratadores electrostáticos	3"-PW-01-1010-AA2- HC. 3"-PW-01-1011-AA2- HC.

Caso 1. Manteniendo el crudo de formación  
 Caso 2. Aumentando el crudo de formación

**Tabla 4.70. Líneas de tuberías de las corrientes de agua de proceso para cada caso del cambio de patrón de diluyente. (Continuación).**

	Link de las tuberías	Diámetro selecc. pulg	$\Delta P/100$ pies Calc. Psi	$\Delta P/100$ pies Recom. Psi	Veloc. pies/s	Veloc. Recom. pies/s	Ubicación	Nº de línea según los DTI (anexo D.4, D.8, D.10 y D.11)
Caso 2	L048	6	0,055	0,4	1,53	6	Agua que sale de los deshidratadores hacia el intercam. crudo/agua	6"-PW-01-1014-AA2- HC.
	L015	6	0,20	0,5	3,03	6	Agua desde el intercam. crudo/agua hacia el intercam. Agua/agua	6"-PW-01-1015-AA2- HC
	L053/ L026	2	0,32	0,6	1,93	4-6	Agua qua sale de cada uno de los desaladores	2"-PW-01-1017-AA2- HC 2"-PW-01-1018-AA2- HC
	L050	4	0,042	0,5	1,02	6	Agua que sale de los desaladores hacia el intercam. agua/agua	4"-PW-01-1018-AA2- HC
	L010	6	0,26	0,5	3,45	6	Agua total hacia el intercambiador agua/agua	6"-PW-01-1016-AA2- HC
	L035	6	0,021	0,5	1,27	6	Agua hacia PTAF desde el intercam. agua/agua	6"-PW-01-1021-AA2- HC

Caso 1. Manteniendo el crudo de formación  
 Caso 2. Aumentando el crudo de formación

#### 4.2.2.8 Tanques de transferencia

A continuación se presentan los resultados que se obtuvieron para los tanques de transferencias una vez realizada la evaluación con nafta como diluyente.

**Tabla 4.71. Condiciones de operación de los tanques de transferencia obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)	Caso 2 (Aumentando el crudo de formación)
Temperatura	° F	144,67	145,24
Presión	psig	2,80	

**Tabla 4.72. Condiciones de operación de la alimentación a los tanques de transferencia obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)	Caso 2 (Aumentando el crudo de formación)
Flujo volum. de entrada @ T y P	bbl/día	40.998	67.318
Temperatura operación	°F	144,61	145,18
Presión operación	Psig	16,80	
Viscosidad crudo @ T,P	cP	94,71	93,22

A continuación se presenta la evaluación hidráulica de las tuberías de flujo de los tanques de transferencia.

**Tabla 4.73. Resultados de las líneas de tuberías de los tanques de transferencia para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

	Link de las tuberías	Diámetro selett. pulg	$\Delta P/100$ pies calc. psi	$\Delta P/100$ pies recom. psi	Veloc. pies/s	Veloc. recom. pies/s	Ubicación	Nº de línea según los DTI (anexo D.2.12)
<b>Caso 1</b>	L123/124	12	0,30	4,0	3,37	5 - 15	Cabezal de crudo seco tren 1	12"-P-01-1119-AA1-HC.
	L125	12	0,004	4,0	0,59	5 - 15		
	L126	30	0,008	4,0	1,18	5 - 15	Cabezal crudo seco tren 1 y 2	30"-P-02-0121-AA1.
	L128	30	0,005	4,0	2,37	5 - 15	Cabezal de crudo seco modulo I y II	30"-P-02-0121-AA1.
	L130	30	0,10	4,0	3,55	5 - 15	Cabezal de crudo seco modulo I, II y III	30"-P-02-0121-AA1.
<b>Caso 2</b>	L123/124	12	0,69	4,0	5,54	5 - 15	Cabezal de crudo seco tren 1	12"-P-01-1119-AA1-HC.
	L125	12	0,007	4,0	0,97	5 - 15		
	L126	30	0,037	4,0	1,94	5 - 15	Cabezal de crudo seco Tren 1 y 2	30"-P-02-0121-AA1.
	L128	30	0,12	4,0	3,89	5 - 15	Cabezal de crudo seco modulo I y II	30"-P-02-0121-AA1.
		30	0,25	4,0	5,83	5 - 15	Cabezal de	30"-P-02-0121-

L130						crudo seco modulo I , II Y III	AA1.
------	--	--	--	--	--	-----------------------------------	------

Caso 1. Manteniendo el crudo de formación

Caso 2. Aumentando el crudo de formación

En las tablas 4,71, 4,72 y 4,73 se muestran las condiciones de operación de entrada y líneas de flujo obtenidas por los simuladores para el tanque de transferencia de crudo, en donde una vez analizadas y de acuerdo a los criterios de diseño se puede decir que no se presenta limitación de operación.

#### 4.2.2.9 Bombas de transferencia

En la tabla 4.74 se presentan las condiciones de operación de la alimentación a las bombas reforzadoras.

**Tabla 4.74. Condiciones de operación de la alimentación a las bombas reforzadoras obtenidas del simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)	Caso 2 (Aumentando el crudo de formación )
Temperatura de bombeo	°F	144,67	145,24
Presión	psig	2,80	
Flujo volumétrico total	bpd/ gpm	245.735/ 7.167	403.488/ 11.768
Flujo volumétrico a cada bomba	bpd/ gpm	81.853/ 2.387	134.399/ 3.920
Gravedad especifica a $T_{bombeo}$		0,96	
Densidad	lb/pies <sup>3</sup>	58,05	58,04

Una vez conocidas las corrientes de entrada a las bombas reforzadoras se obtuvieron las condiciones de operación del equipo, donde los resultados se muestran en la tabla 4.75.

**Tabla 4.75. Condiciones de operación de las bombas reforzadoras obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)	Caso 2 (Aumentando el crudo de formación )
Operación		Tres bombas en paralelo	
Presión de succión	psig	-3,05	
Temperatura	° F	149,53	150,10

Aumento de presión	psi	141,45	
Potencia	HP	287,92	473,69
Cabezal	pies	498,62	499,60
Viscosidad	cP	96,12	94,62

En la tabla 4.76 se presentan las condiciones de operación a la alimentación de las bombas principales.

**Tabla 4.76. Condiciones de operación de la alimentación a las bombas principales de transferencia obtenidas del simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)	Caso 2 (Aumentando el crudo de formación)
Temperatura de bombeo	°F	148,54	149,11
Presión	psig	102,40	
Flujo volumétrico total	bpd/ gpm	245.735/ 7.167	403.488/ 11.768
Flujo volumétrico a cada bomba	bpd/ gpm	40.940/ 1.194	67.221/ 1.961
Gravedad específica a $T_{bombeo}$		0,96	
Densidad	lb/pies <sup>3</sup>	58,06	58,05

A continuación se muestran en la tabla 4.77 las condiciones de operación de las bombas principales.

**Tabla 4.77. Condiciones de operación de las bombas principales de transferencia obtenidas por el simulador Pro/ II para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

		Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)	Caso 2 (Aumentando el crudo de formación)
Operación		Seis bombas en paralelo	
Presión de succión	psig	100	
Temperatura	° F	170,97	171,52
Aumento de presión	psi	822	
Potencia	HP	589,15	967,53
Cabezal	pies	2041,14	2041,51
viscosidad	cP	86,30	84,98

De acuerdo a los resultados obtenidos reflejados en las tablas 4.76, 4.77, 4.78 y 4.79 de las condiciones de operación de las bombas reforzadoras y principales de

transferencias, se puede decir que estas operan dentro de los rangos establecidos para ellas una vez comparadas con los valores de diseño a pesar de que el fluido es menos viscoso. Cabe resaltar que la eficiencia de las bombas ya no será del 100% ya que son bombas tipo tornillos hechas para operar a rangos mayores de viscosidad.

#### 4.2.2.10 Condiciones del crudo enviado a Patio Tanques de Oficina obtenidas por el simulador Pro/ II

Finalmente, en la tabla 4.78 se presentan las condiciones de operación del crudo que es enviado a patio tanques de oficina.

**Tabla 4.78. Condiciones del crudo enviado a PTO para cada caso del cambio de patrón de diluyente.**

DESCRIPCIÓN		Caso 1 (Manteniendo el crudo de formación)	Caso 2 (Aumentando el crudo de formación )
Flujo	lb-mol/día	133.052	218.503
Temperatura	°F	170,94	171,49
Presión	psig	920	
Peso molecular	-	619,19	619,09
Entalpía	Btu/lb-mol	31340	31497
Densidad	lb/pies <sup>3</sup>	58,11	58,10
	°API	16,29	
Fracción	-	0,0162	0,0164
Entalpía	Btu/lb-mol	1.782,96	1.794,42

Como se puede ver en la tabla 4.78, donde se reflejan las condiciones con que el crudo es enviado a patio tanques de oficina (PTO), se tiene que la temperatura es muy alta comparada con la temperatura de 168,8 °F que soportan los tanques que se encuentran en PTO, lo cual viene siendo una limitación ya que no se puede enviar el crudo a esa temperatura, esto ocurre para ambos casos estudiados para el cambio de patrón de diluyente.

#### 4.3 Sugerencias de mejoras en el diseño de las instalaciones del Centro Operativo Extrapesado para el manejo de un cambio de patrón de diluyente

Esta etapa del estudio se planteó mejoras en el diseño de las instalaciones considerando el cambio de patrón de diluyente, sobre la base de algunos cuellos de botella identificados en la sección anterior en las tuberías de succión de las bombas y la de la salida de agua de los deshidratadores electrostáticos.

Es por ello que se sugieren cambios de diámetro, basados en el hecho de mejorar las caídas de presión y velocidades de las líneas de flujos existentes, tomando en consideración que el fluido que se encuentra por dichas tuberías contienen sólidos que puedan quedar depositados, esto con el fin de visualizar el desarrollo futuro del centro operativo.

Los cambios planteados son los siguientes:

- Con respecto a la tubería de 12" de succión a las bombas de carga se recomienda una disminución en el diámetro tomando en cuenta el aumento de velocidad con el propósito de evitar la deposición de sólidos en la tubería. Sin embargo, para esto debería realizarse el cálculo del NPSH (carga neta de succión positiva) y verificar si no causa cavitación.
- En el segundo caso "Aumentando el crudo de formación" se sugiere cambiar la tubería del agua a la salida de cada uno de los deshidratadores de 3", por una tubería de 4", dando como caída de presión 0,43 psi y una velocidad de 3,48 pies/s.
- Para que el sistema de recuperación de vapor pueda funcionar para el caso 1 "Manteniendo el crudo de formación" se puede colocar dos compresores de menor capacidad.
- Instalar un sistema de control de temperatura a la salida de los intercambiadores crudo-crudo para mantener la temperatura en 135 °F. En caso de que el crudo llegue a patio tanque de oficina (PTO) a una temperatura mayor a la que soportan los tanques de almacenamiento en PTO.

#### **4.4 Proponer estrategias de operación que mejoren las condiciones operativas establecidas en el diseño del Centro Operativo Extrapesado para el manejo de un cambio de patrón de diluyente y variaciones del caudal de alimentación a la planta**

Basándose en los resultados obtenidos en la sección 4.1 y 4.2, donde se logró conocer las fallas de los equipos y tuberías originadas por las situaciones ya planteadas se procedió a proponer algunas estrategias para mejorar las condiciones de operación en cada uno de los casos estudiados. También se tomó en cuenta los resultados de las variables mencionadas sección 3.6. Cabe destacar que estas propuestas se hicieron en base a los resultados arrojados en los simuladores que se utilizaron en el estudio.

##### **4.4.1 Cuando hay variaciones del flujo de alimentación**

Siguiendo la metodología de las secciones anteriores las sugerencias se darán de acuerdo a los casos estudiados, tomando en consideración cada uno de los equipos que conforman el centro operativo extrapesado, basándose en un tren de un módulo de producción. Para garantizar un buen funcionamiento de los equipos y una mejor producción se proponen los siguientes cambios:

➤ **Bombas de carga**

Para lograr una mejor distribución del flujo que se muestra en la tabla 4.11 y operación en las bombas de carga 352X-P-01-0301 A/B/C/D/E para cada uno de los casos estudiados, se debería operar como se presenta a continuación:

**Tabla. 4.79. Propuesta de operación de las bombas de carga para cada variación de flujo.**

Casos de operación	Número de bombas	Velocidad RPM	Presión de descarga psig	Nombre de la válvula que debe mantenerse cerrada según el DTI	Ubicación de las válvulas que se deben mantener cerradas según el DTI (anexo D.6)	
					Succión	Descarga
20%	1	100	201	<b>Succión</b> 12"-VC-150          <b>Descarga</b> 10"-VC-300/ 10"-VR-300	12"-P-01-0041-AA1. 12"-P-01-0042-AA1. 12"-P-01-0043-AA1. 12"-P-01-0044-AA1.	10"-P-01-0046-BA1. 10"-P-01-0047-BA1. 10"-P-01-0048-BA1. 10"-P-01-0049-BA1.
40%	3	500	206,50		12"-P- 01-0043-AA1. 12"-P- 01-0044-AA1.	10"-P-01-0048-BA1. 10"-P-01-0049-BA1.
60%	4	550	217,20		12"-P- 01-0044-AA1	10"-P-01-0049-BA1
80%	4	780	231		12"-P- 01-0044-AA1	10"-P-01-0049-BA1
120%	4	1150	262		12"-P- 01-0044-AA1	10"-P-01-0049-BA1

Notas: - El valor de los RPM fue tomado de las curvas de las bombas (anexo E.1)

- Las paradas de las bombas puede hacerse de forma manual o cuando se active el interlock

➤ **Intercambiadores de calor de tubo y coraza**

En el sistema de precalentamiento para poder operar tal como establece el arreglo en el diseño, es decir con los 10 intercambiadores de calor crudo - crudo 352X-E-01-6311A-J y uno en respaldo 352X-E-01-6311K, un intercambiador crudo - agua 352X-E-01-6322 y un intercambiador agua - agua 352X-E-01-6313 es necesario que la cantidad de calor que intercambian los fluidos sea el siguiente en cada caso de operación:

- **Para el caso 20 %.** En el crudo - crudo de 0,7850 MMBtu/h, para el crudo - agua de 0,5701 MMBtu/h y el agua - agua de 0,4712 MMBtu/h.
- **Para el caso 40%.** En el crudo – crudo 1,5684 MMBtu/h, en el crudo - agua 1,1617 MMBtu/h y el agua-agua con 0,9424 MMBtu/h.

- **Para el caso 60%.** En el crudo - crudo de 2,3495 MMBtu/h, para el crudo – agua de 1,7819 MMBtu/h y el agua - agua de 1,4135 MMBtu/h.
- **Para el caso 80%.** En el crudo - crudo de 3,1602 MMBtu/h, el crudo - agua de 2,2172 MMBtu/h y el agua - agua debe tener un calor de 1,8847 MMBtu/h.
- **Para el caso 120%.** En el crudo - crudo deben tener un aumento de 4,8479 MMBtu/h, en el crudo - agua y agua - agua con un calor de 1,9920 MMBtu/h y 1,8558 MMBtu/h respectivamente.

Si se considera que los los intercambiadores crudo – crudo 352X-E-01-6311A-K transfieran la misma cantidad de calor que ocurre en el caso 100% de 3,9061 MMBtu/h, el número de intercambiadores debería ser menor. En la tabla 4.80 se muestra de manera detallada como deben operar los intercambiadores crudo - crudo cuando ocurra esta situación. Para los otros dos tipos de intercambiadores el crudo - agua 352X-E-01-6322 y el agua - agua 352X-E-01-6313 que conforma el sistema de precalentamiento deben tener la siguiente transferencia de calor para que el proceso sea óptimo y evitar el desmejoramiento y evaporación del crudo a lo largo del sistema.

- **Para el caso 20 %.** Para el crudo - agua de 0,6796 MMBtu/h y el agua - agua de 0,4712 MMBtu/h.
- **Para el caso 40%.** En el crudo - agua 1,0103 MMBtu/h y el agua - agua con 0,9424 MMBtu/h.
- **Para el caso 60%.** Para el crudo – agua de 1,9803 MMBtu/h y el agua - agua de 1,4135 MMBtu/h.
- **Para el caso 80%.** En el crudo - agua de 1,3181 MMBtu/h y el agua - agua debe tener un calor de 1,8847 MMBtu/h.

**Tabla. 4.80. Propuesta de operación de los intercambiadores crudo - crudo para cada variación de flujo.**

	Número de intercamb. crudo - crudo	Nombre de las válvulas que debe mantenerse cerrada según el DTI de los intercamb. crudo-cruco		Ubicación de las válvulas que se deben mantener cerradas según el DTI (anexo D.7)	
		Lado carcasa	Lado tubos	Lado carcasa	Lado tubos
<b>20%</b>	2	Entrada 6"-VC-300	Entrada 4"-VC-150	Entrada	Entrada
				6"-P-01-1056-BA1	4"-P-01-1098-AA1-HC
				6"-P-01-1057-BA1	4"-P-01-1099-AA1-HC
				6"-P-01-1058-BA1	4"-P-01-1100-AA1-HC
				6"-P-01-1059-BA1	4"-P-01-1101-AA1-HC

20%				6"-P-01-1060-BA1	4"-P-01-1102-AA1-HC
				6"-P-01-1061-BA1	4"-P-01-1103-AA1-HC
				6"-P-01-1062-BA1	4"-P-01-1104-AA1-HC
				6"-P-01-1063-BA1	4"-P-01-1105-AA1-HC
				6"-P-01-1064-BA1	4"-P-01-1106-AA1-HC

**Tabla. 4.80. Propuesta de operación de los intercambiadores crudo - crudo para cada variación de flujo. (Continuación).**

	Número de intercam. crudo-crudo	Nombre de las válvulas que debe mantenerse cerrada según el DTI de los intercam. crudo - crudo		Ubicación de las válvulas que se deben mantener cerradas según el DTI (anexo D.7)	
		Lado carcasa	Lado tubos	Lado carcasa	Lado tubos
20% (cont.)	2	Salida 2"- VC-300	Salida 6"-150 (Mov-6311A21-1) válvula motorizada	Salida	Salida
				4"-P-01-1067-BA1-HC	6"-P-01-1109-AA1-HC
				4"-P-01-1068-BA1-HC	6"-P-01-1110-AA1-HC
				4"-P-01-1069-BA1-HC	6"-P-01-1111-AA1-HC
				4"-P-01-1070-BA1-HC	6"-P-01-1112-AA1-HC
				4"-P-01-1071-BA1-HC	6"-P-01-1113-AA1-HC
				4"-P-01-1072-BA1-HC	6"-P-01-1114-AA1-HC
				4"-P-01-1073-BA1-HC	6"-P-01-1115-AA1-HC
				4"-P-01-1074-BA1-HC	6"-P-01-1116-AA1-HC
40%	4	Entrada 6"-VC-300  Salida 2"- VC-300	Entrada 4"-VC-150  Salida 6"-150 (Mov-6311A21-1) válvula motorizada	4"-P-01-1075-BA1-HC	6"-P-01-1117-AA1-HC
				6"-P-01-1058-BA1	4"-P-01-1100-AA1-HC
				6"-P-01-1059-BA1	4"-P-01-1101-AA1-HC
				6"-P-01-1060-BA1	4"-P-01-1102-AA1-HC
				6"-P-01-1061-BA1	4"-P-01-1103-AA1-HC
				6"-P-01-1062-BA1	4"-P-01-1104-AA1-HC
				6"-P-01-1063-BA1	4"-P-01-1105-AA1-HC
				6"-P-01-1064-BA1	4"-P-01-1106-AA1-HC
				Salida	Salida
				4"-P-01-1069-BA1-HC	6"-P-01-1111-AA1-HC
				4"-P-01-1070-BA1-HC	6"-P-01-1112-AA1-HC
				4"-P-01-1071-BA1-HC	6"-P-01-1113-AA1-HC
				4"-P-01-1072-BA1-HC	6"-P-01-1114-AA1-HC
				4"-P-01-1073-BA1-HC	6"-P-01-1115-AA1-HC
				4"-P-01-1074-BA1-HC	6"-P-01-1116-AA1-HC
4"-P-01-1075-BA1-HC	6"-P-01-1117-AA1-HC				
60%	6	Entrada 6"-VC-300 Salida 2"- VC-300	Entrada 4"-VC-150 Salida 6"-150 (Mov-6311A21-1) válvula motorizada	Entrada	Entrada
				6"-P-01-1060-BA1	4"-P-01-1102-AA1-HC
				6"-P-01-1061-BA1	4"-P-01-1103-AA1-HC
				6"-P-01-1062-BA1	4"-P-01-1104-AA1-HC
				6"-P-01-1063-BA1	4"-P-01-1105-AA1-HC
				6"-P-01-1064-BA1	4"-P-01-1106-AA1-HC
				Salida	Salida
				4"-P-01-1071-BA1-HC	6"-P-01-1113-AA1-HC
				4"-P-01-1072-BA1-HC	6"-P-01-1114-AA1-HC
				4"-P-01-1073-BA1-HC	6"-P-01-1115-AA1-HC
				4"-P-01-1074-BA1-HC	6"-P-01-1116-AA1-HC
				4"-P-01-1075-BA1-HC	6"-P-01-1117-AA1-HC

80%	9	Entrada 6"-VC-300 Salida 2"- VC-300	Entrada 4"-VC-150 Salida 6"-150 (Mov-6311A21-1 Válvula motorizada	4"-P-01-1075-BA1-HC	6"-P-01-1117-AA1-HC
				Entrada	Entrada
				6"-P-01-1063-BA1	4"-P-01-1105-AA1-HC
				6"-P-01-1064-BA1	4"-P-01-1106-AA1-HC
				Salida	Salida
				4"-P-01-1074-BA1-HC	6"-P-01-1116-AA1-HC
4"-P-01-1075-BA1-HC	6"-P-01-1117-AA1-HC				

Para el caso de 120% no es posible operar transfiriendo un calor de 3,9061 MMBtu/h ya que se necesita mayor cantidad porque existe más flujo, de lo contrario se requeriría más intercambiadores de calor para una buena transferencia de calor.

#### ➤ Horno tipo cabina

Para los caso 20%, 40% y 60% la capacidad de flujo en el horno 352-F-01-1811A/B para cada uno de estos casos es menor con respecto al flujo presentado en la hoja de dato del equipo (anexo B.7), entonces un solo horno puede ser necesario para calentar dicha cantidad de fluido. Para los otros dos casos 80% y 120% si se necesita de los dos hornos ya que uno no tiene capacidad para la cantidad de flujo presente en el proceso.

En la tabla siguiente se describe de manera detallada la forma de operación de este equipo para cada uno de los escenarios en estudio.

**Tabla. 4.81. Propuesta de operación de los hornos tipo cabina para cada variación de flujo.**

Casos de operación	Número de hornos	Gas combustible que requieren los hornos, pies <sup>3</sup> /h	Nombre de la válvula que debe mantenerse cerrada según el DTI		Ubicación de las válvulas que se deben mantener cerradas según el DTI (anexo D.9)	
			Entrada	Salida	Entrada	Salida
20%	1	9.433,48	Entrada 8"-300 MOV- 1811B10-1 válvula motorizada	Salida 8"-300 MOV- 1811B20- válvula motorizada	8"-P-01-1080- BA1-HC	8"-P-01-1082- BA1-HC
40%		18.870,91				
60%		28.305,57				
80%	2	37.738,48	-		-	-
120%	2	56.601,13	-		-	-

Se debe cerrar la válvula de bloqueo del gas combustible que se encuentra en la línea 2"-FG-04-1009-AA1 para los casos en donde se opere con un horno.

#### ➤ Deshidratador electrostático

- **Para el caso 20%, 40% y 60%.** Se recomienda usar un solo deshidratador electrostáticos 352-V-01-3611A, debido a que la cantidad de flujo presente es insuficiente para abastecer los requerimientos de dos equipos. Por lo tanto las válvulas a cerrar para el deshidratador 352-V-01-3611B son:

**Entrada:** 8"-VC-150, ubicación de la válvula: 8"-P-01-1085-AA1-HC

**Salida de crudo:** 8"-VC-150, ubicación de la válvula: 8"-P-01-1087-AA1-HC

**Salida de agua:** 3"-VC-150, ubicación de la válvula: 3"-PW-01-1012-AA2-HC

- **Para el caso 80% y 120%.** La cantidad de flujo operando en el proceso no puede ser manejada por un solo equipo por lo cual se deben utilizar los dos deshidratadores electrostáticos.

#### ➤ **Desalador**

- **Para el caso 20%, 40% y 60%.** Se podría usar uno solo 352X-V-01-3612A porque se tiene capacidad para manejar la cantidad de flujo presente. Las válvulas a cerrar para el otro desalador 352X-V-01-3612B son:

**Entrada:** 8"-VC-150, ubicación de la válvula: 8"-P-01-1090-AA1-HC

**Salida de crudo:** 8"-VC-150, ubicación de la válvula: 8"-P-01-1090-AA1-HC

**Salida de agua:** 2"-VC-150, ubicación de la válvula: 2"-PW-01-1020-AA2-HC

- **Para el caso 80% y 120%.** Ocurre lo mismo que el equipo anterior un solo desalador no soporta todo el flujo presente por lo tanto se hace necesario operar con los desaladores.

#### ➤ **Bombas de transferencia**

Como en las bombas reforzadoras 352X-P-02-0301A-D y en las principales 352X-P-02-0302A-G ocurre el mismo problema que en las bombas de carga, es decir que el flujo presente no abastece el número de bombas que se encuentran operando para cuando el flujo empieza a disminuir un 60%, entonces en la tabla siguiente se presenta una mejor forma de cómo estas deben trabajar.

**Tabla. 4.82. Propuesta de operación para las bombas de transferencia para cada variación de flujo.**

Casos de operación	Número de bombas	velocidad RPM	Nombre de la válvula que debe mantenerse cerrada según el DTI		Ubicación de las válvulas que se deben mantener cerradas según el DTI (anexo D.13, D14)	
					Succión	Descarga
<b>Bombas reforzadoras</b>						
			Succión	Descarga		

			24"-150 MOV-2301B10 MOV-2301C10 MOV-2301D10	16"-300 MOV-0301B20 MOV-0301C20 MOV-0301D20	24"-P-02-0128-AA1. 24"-P-02-0129-AA1. 24"-P-02-0130-AA1.	16"-P-02-0132-BA1. 16"-P-02-0133-BA1. 16"-P-02-0133-BA1.
40%	2	300	<b>Succión</b> 24"-150 MOV-2301C10 MOV-2301D10	<b>Descarga</b> 16"-300 MOV-0301C20 MOV-0301D20	24"-P-02-0129-AA1. 24"-P-02-0130-AA1.	16"-P-02-0133-BA1. 16"-P-02-0133-BA1.

**Tabla. 4.82. Propuesta de operación para las bombas de transferencia para cada variación de flujo. (Continuación).**

Casos de operación	Número de bombas	velocidad RPM	Nombre de la válvula que debe mantenerse cerrada según el DTI		Ubicación de las válvulas que se deben mantener cerradas según el DTI (anexo D.13, D14)	
					Succión	Descarga
<b>Bombas reforzadoras</b>						
60%	3	325	<b>Succión</b>	<b>Descarga</b>	24"-P-02-0130-AA1.	16"-P-02-0133-BA1.
			24"-150 MOV-2301D10	16"-300 MOV-0301D20		
80%	3	558	<b>Succión</b>	<b>Descarga</b>	24"-P-02-0130-AA1.	16"-P-02-0133-BA1.
			24"-150 MOV-2301D10	16"-300 MOV-0301D20		
120%	3	1120	<b>Succión</b>	<b>Descarga</b>	24"-P-02-0130-AA1.	16"-P-02-0133-BA1.
			24"-150 MOV-2301D10	16"-300 MOV-0301D20		
<b>Bombas principales</b>						
20%	2	240	<b>Succión</b>	<b>Descarga</b>	16"-P-02-0139-BA1. 16"-P-02-0140-BA1. 16"-P-02-0141-BA1. 16"-P-02-0142-BA1. 16"-P-02-0143-BA1	16"-P-02-0183-DA1-0. 16"-P-02-0184-DA1-0. 16"-P-02-0185-DA1-0. 16"-P-02-0186-DA1-0. 16"-P-02-0187-DA1-0.
			16"-300 MOV-0302C10 MOV-0302D10 MOV-0302E10 MOV-0302F10 MOV-0302G10	16"-500 MOV-0302C20 MOV-0302D20 MOV-0302E20 MOV-0302F20 MOV-0302G20		
40%	5	390	<b>Succión</b>	<b>Descarga</b>	16"-P-02-0142-BA1. 16"-P-02-0143-BA1	16"-P-02-0186-DA1-0. 16"-P-02-0187-DA1-0.
			16"-300 MOV-0302F10 MOV-0302G10	16"-500 MOV-0302F20 MOV-0302G20		
60%	6	400	<b>Succión</b>	<b>Descarga</b>	16"-P-02-0143-BA1.	16"-P-02-0187-DA1-0.
			16"-300 MOV-0302G10	16"-500 MOV-0302G20		
			<b>Succión</b>	<b>Descarga</b>		

			16"-300 MOV-0302G10	16"-500 MOV-0302G20	16"-P-02-0143-BA1.	16"-P-02-0187-DA1-0.
120%	6	1140	<b>Succión</b>	<b>Descarga</b>	16"-P-02-0143-BA1	16"-P-02-0187-DA1-0.
			16"-300 MOV-0302G10	16"-500 MOV-0302G20		

Notas: - El valor de los RPM fue tomado de las curvas de las bombas (anexo E.2, E.3)  
- Las paradas de las bombas puede hacerse de forma manual o cuando se active el interlock

#### 4.4.2 Para el manejo de cambio de patrón de diluyente

De acuerdo a los casos estudiados para esta situación:

- **Caso 1. Escenario donde se mantiene el crudo de formación del caso base 100%.**
- **Caso 2. Escenario donde se aumenta el crudo de formación, hasta los valores de caudal de diseño de la planta.**

También se proponen algunas estrategias para mejorar las condiciones de operación del centro operativo.

En cada caso se puede utilizar el mismo arreglo empleado en el caso base, ya que ambos tienen la capacidad de abastecer el número de bombas que se encuentran operando, es decir cuatro en operación y una en respaldo. En la tabla siguiente se describe mejor esta propuesta donde se muestra la velocidad que deberían de tener, la presión a la que se debe descargar el crudo y el nombre de la válvula que debe mantenerse cerrada para la bomba que estará en respaldo.

**Tabla. 4.83. Propuesta de operación de las bombas de carga cuando se opere con el nuevo patrón de diluyente.**

Casos de operación	Número de bombas	Velocidad RPM	Presión de descarga psig	Nombre de la válvula que debe mantenerse cerrada según el DTI	Ubicación de las válvulas que se deben mantener cerradas según el DTI (anexo D.6)	
					Succión	Descarga
Caso 1	4	575	220,90	<b>Succión</b> 12"-VC-150	12"-P-01-0044-AA1	10"-P-01-0049-BA1
Caso 2	4	950	247,50	<b>Descarga</b> 10"-VC-300/ 10"-VR-300		

Notas: - El valor de los RPM fue tomado de las curvas de las bombas (anexo E.1)  
- Las paradas de las bombas puede hacerse de forma manual o cuando se active el interlock

Para mejorar las condiciones en caso de que el crudo llegue a patio tanque de oficina (PTO) a una temperatura mayor a la que soportan los tanques de almacenamiento en PTO y poder enviar el crudo a las condiciones adecuadas en ambos casos cuando se utiliza cambio de patrón de diluyente, se debería calentar el crudo menos en el sistema de precalentamiento. Es decir se alcanza mejores condiciones de operación si la temperatura hacia los tanques de transferencia es de 134 °F; esto se puede lograr si se controla la temperatura en los intercambiadores crudo - crudo 352X-E-01-6311A-J en operación a la salida de los tubos para mantenerla en 135 °F. De esta manera la temperatura del crudo enviado a Patio tanques de oficina disminuye de 170,94 °F a 160,82 °F, la cual puede ser soportada por los tanques que se encuentran en patio tanques de oficina.

En cuanto a las bombas de transferencias se recomienda trabajar con el mismo arreglo y que la velocidad angular sea menor, es decir de acuerdo al caudal de entrada como se muestra a continuación en la tabla siguiente:

**Tabla. 4.84. Propuesta de operación para las bombas de transferencia cuando se opere con el nuevo patrón de diluyente.**

Casos de operación	Número de bombas	Velocidad RPM	Nombre de la válvula que debe mantenerse cerrada según el DTI		Ubicación de las válvulas que se deben mantener cerradas según el DTI (anexo D.13 y D.14)	
					Succión	Descarga
<b>Bombas reforzadoras</b>						
Caso 1	3	560	Succión	Descarga	24"-P-02-0130-AA1.	16"-P-02-0133-BA1.
Caso 2	3	930	24"-150 MOV-2301D10	16"-300 MOV-0301D20		
<b>Bombas principales</b>						
Caso 1	6	600	Succión	Descarga	16"-P-02-0143-BA1.	16"-P-02-0187-DA1-0.
Caso 2	6	940	16"-300 MOV-0302G10	16"-500 MOV-0302G20		

Notas: - El valor de los RPM fue tomado de las curvas de las bombas (anexo E.2, E.3)

- Las paradas de las bombas puede hacerse de forma manual o cuando se active el interlock

Notas: - El valor de los RPM fue tomado de las curvas de las bombas (anexo E.2, E.3)

#### 4.5 Conclusiones

1. Se determinó los tiempos necesarios para mantener el volumen de retención del diseño en cada caso cuando disminuye el flujo de alimentación en los separadores trifásico.
2. En el caso de operación de 120%, se opera con la cantidad máxima de gas de 3,9 MMpced y agua de 5,4 bpd que se establece en el diseño del separador trifásico.
3. Mediante los cálculos estipulados, se encontró que el sistema de recuperación de vapor (REVA) no puede funcionar cuando el flujo disminuye al 60% con respecto al caso base, ya que la tasa de gas producida es menor a la cantidad mínima que maneja el sistema.
4. El flujo volumétrico cuando se opera al 20 y al 40 % con respecto al caso base es insuficiente para trabajar con el número de bombas de carga y de transferencia que establece el arreglo del diseño.
5. A partir de la evaluación hidráulica se determinó que las líneas de flujo del proceso cumplieron con un solo parámetro de los considerados para el estudio, es decir, no hay tuberías que cumplan tanto con el criterio de la velocidad como de la caída de presión.
6. Cuando se opera con el diluyente diferente para el caso 2 “Aumento de crudo de formación hasta los valores de diseño”, existe un exceso de gas de 2,34 MMpced con respecto a la capacidad de gas que maneja la planta compresora.
7. De acuerdo a la evaluación hidráulica cuando se opera con nafta, se encontró que las líneas de flujo de succión de las bombas de carga L003/04/05/13 en ambos casos estudiados no cumplen con los criterios de caída de presión y velocidad que establece la norma PDVSA L-TP 1.5.
8. Las corriente de salidas de agua de los deshidratadores electrostáticos L007/08 para cuando aumenta el crudo de formación se vieron afectadas para el cambio de patrón de diluyente, ya que la velocidad llega al límite del valor recomendado.
9. Para tener una mejor distribución del flujo en las bombas cuando disminuye el flujo de alimentación al 20% y 40%, se propuso que se opere con dos y tres bombas de carga respectivamente. Con respecto a las bombas de transferencias se debe operar con una bomba reforzadora y dos principales para el caso 20% y con dos reforzadoras y cinco principales para el 40%.

#### **4.6 Recomendaciones**

1. Cuando los separadores trifásicos estén operando a su máxima capacidad deberían ser revisados periódicamente para verificar cuando esta siendo llevada a cabo una separación eficiente.
2. Se recomienda evaluar las líneas de gas en la planta de compresión para determinar si soportan el exceso que existe cuando hay aumento en la producción del centro operativo.
3. Para que el sistema de recuperación de vapor funcione cuando se opera con un flujo menor al 60% con respecto al case base, se recomienda que existan dos compresores de menor capacidad por cada módulo, con la finalidad de poder retornar al proceso la tasa de vapor que sale de los tanques de carga y no se pierdan al ambiente.
4. Se sugiere evaluar el NPSH de las bombas de carga para determinar el diámetro correspondiente a la tubería de succión para cuando hay cambio de patrón de diluyente.
5. Utilizar un equipo a la salida de los intercambiadores de calor crudo - crudo para retirar energía a la corriente de crudo que va hacia los tanques de transferencia cuando hay cambio de patrón de diluyente, en caso de que el crudo llegue a patio tanque de oficina (PTO) a una temperatura mayor a la que soportan los tanques de almacenamiento en PTO. Por lo tanto se recomienda evaluar la tubería desde el Centro Operativo Extrapesado hasta patio tanques de oficina.
6. Cuando se opera con nafta se recomienda cambiar la tubería de salida de agua del deshidratador electrostático L007/08 de 3 pulgadas por una tubería de 4 pulgadas para cuando aumenta el crudo de formación.
7. Instalar equipos de medición y control de contenido de agua y sedimentos en las tuberías, con el objeto de tomar acciones en caso de ocurrir perturbaciones operacionales, para cuando hay cambio de patrón de diluyente.
8. Efectuar una evaluación detallada de índole técnico - económico a modo de precisar la factibilidad de las opciones presentadas en este trabajo para contrarrestar el efecto de problemas operacionales.

## BIBLIOGRAFIA

- Crane. **“Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías”**. Editorial McGRAW-HILL.
- Galantón, C. (2009), **“Evaluación de los Módulos de Deshidratación de Crudo Diluido del Centro Operativo Bare (COB)”**. Tesis de grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente - Anzoátegui, Venezuela.
- Geankoplis, C. (1998), **“Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias”**. Tercera edición, editorial continental, s.a. México.
- González, A. (2008). **“Guía de Estudio, Tratamiento de Gas”**, Universidad de Oriente - Anzoátegui, Venezuela.
- González, L. (2001), **“Evaluación de las Condiciones Máximas y Mínimas Permisibles de Operación de los Equipos Involucrados en el Sistema de Transporte y Almacenaje de Crudos y Productos en la Refinería de Puerto la Cruz y el Chaure”**. Tesis de grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente - Anzoátegui, Venezuela.
- Jiménez, L. (2006), **“Evaluación del Comportamiento Operativo de los Equipos de la Planta de Parafinas de la Refinería San Roque”**. Tesis de grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente - Anzoátegui, Venezuela.
- Macabis, M. (2003), **“Evaluación y Adecuación del Sistema de Distribución y Almacenamiento de Diluyente del Área Melones, Unidad de Explotación de Yacimientos Pesado Oeste, San Tomé”**. Tesis de grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente - Anzoátegui, Venezuela.
- Marfisi, S. y Salager, J. (2004), **“Deshidratación de Crudo - Principios y Tecnología”**. Editado y publicado por Laboratorio FIRP Escuela de Ingeniería Química, Universidad de los Andes – Mérida, Venezuela.
- Medina, D. y Quintero, L. (1998), **“Diseño Integrado de un Tanque de Separación Trifásica de Crudo”**.
- Monsalve, W. y Pérez, J. (Agosto 2010). **“Memoria Descriptiva de la Construcción del Centro Operativo Extrapesado Bare Este- Cariña”**.
- PDVSA (1985), Programa De Educación Petrolera. **“Pozo Ilustrado”** Cuarta Versión.

- PDVSA (2005), “**Programa Educación y Soberanía Petrolera**” Sitio oficial de Petróleos de Venezuela S.A. Copyright.
- Rojas, Y. (2010), “**Evaluación Termodinámica de las Facilidades Centrales de Procesamiento de Fluidos de la Empresa Mixta Petrolera Sinovensa**”. Tesis de grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente - Anzoátegui, Venezuela.
- Sifontes J. (2010). “**Manual de Pipephase y PRO/II**”. Servicios y Asesores J.R.L. Barcelona.
- Vega, M. (2008), “**Deshidratación Electrostática de Hidrocarburos**” Tesis de grado, Escuela de Tecnología de Petróleos, Universidad Tecnológica Equinoccial-Quito, Ecuador.
- Normas de referencias:
  - PDVSA (2005). API STANDARD RP 2350. “**Overfill Protection for Storage Tanks in Petroleum Facilities**”. Third edition.
  - PDVSA (2005). H-221. “**Materiales de Tubería**” Volumen 13-I.
  - PDVSA (1994). L-TP 1.5 “**Cálculo Hidráulico de Tuberías**”. Volumen 13-III.
  - PDVSA (1983). MDP-03-S-05 “**Tambores Separadores Liquido – Liquido – Vapor**”.
  - PDVSA (1983). MDP-05-E-01. “**Transferencia de calor- intercambiadores, de calor, principios básicos**”.
  - PDVSA (1983). MDP-05-F-01. “**Transferencia de calor- hornos**”. Principios básicos.
  - PDVSA (1983). MDP-05-F-02. “**Transferencia de calor- hornos**”. Consideraciones de diseño.
  - PDVSA (2009). API STANDARD 2000. “**Venting Atmospheric and Low-pressure Storage Tanks**”. Sixth edition.

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

<b>título</b>	<b>Evaluación de los efectos producidos por las variaciones de flujo de alimentación y del cambio de patrón de diluyente sobre los parámetros operativos y diseño de los equipos del Centro Operativo Extrapesado Bare Este – Cariña (COXP).</b>
<b>SUBTÍTULO</b>	

**AUTOR (ES):**

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>CÓDIGO CULAC / E MAIL</b>
<b>Pino M., Karelys E.</b>	<b>CVLAC: 18.594.914</b> <b>E MAIL: karelyspm@gmail.com</b>
	<b>CVLAC:</b> <b>E MAIL:</b>
	<b>CVLAC:</b> <b>E MAIL:</b>
	<b>CVLAC:</b> <b>E MAIL:</b>

**PALABRAS O FRASES CLAVES:**

Tratamiento de crudo

---

Variaciones de flujo

---

Diluyente

---

Parámetro operativo

---

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

ÁREA	SUB-ÁREA
Ingeniería y ciencias aplicada	
	Ingeniería Química

**RESUMEN (ABSTRACT):**

Este proyecto se basó en la evaluación de los equipos y tuberías pertenecientes a los sistemas de separación, tratamiento y transferencia del Centro Operativo Extrapesado Bare Este-Cariña ante cambios en el flujo de alimentación a dicho centro, ya que se prevé que podría presentarse variaciones por posibles inconvenientes a la hora de producir el crudo de los pozos; ya sean de tipo eléctricos o mecánicos. Esto provoca problemas en las condiciones operacionales para las cuales están diseñados los equipos. Aunado a esto los volúmenes de diluyente de 22 °API han disminuido, por lo cual se hace necesario el uso de un fluido más liviano como la nafta para la dilución del crudo y facilitar su transporte a través de las tuberías. En este estudio se analizó el comportamiento del sistema en diferentes escenarios cuando se presentaban ambas situaciones por medio de ecuaciones matemáticas y simuladores de proceso como el Pro/II 8.2 y Pipephase 9.1, tomando en consideración las condiciones de diseño y de operación establecidas para cada equipo, encontrándose que al disminuir el flujo de alimentación desde un 40% la cantidad de bombas que se encuentran operando estaban por debajo de su capacidad, lo cual hizo necesario el uso de un menor número de bombas. De igual forma sucedió con los intercambiadores de calor crudo/crudo cuando se aumenta el calor que es intercambiado entre los fluidos. Al evaluar el nuevo patrón de diluyente se determinó que algunas líneas de flujo no cumplían con la norma PDVSA L-TP 1.5 "Cálculo hidráulico de tuberías", por lo cual se propuso cambiar el diámetro de la tubería mejorando así la caída de presión y su velocidad. Esto con el propósito de mejorar el proceso y el buen funcionamiento de los equipos obteniendo un producto dentro de las especificaciones requeridas.

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

**CONTRIBUIDORES:**

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
	ROL	CA	AS X	TU	JU
Parra, Frank	CVLAC:	8.265.531			
	E_MAIL	frankparrag@gmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS X	TU	JU
Pérez José	CVLAC:	12.978.286			
	E_MAIL	perezjfx@gmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU X
Rodulfo, Arturo	CVLAC:	8.300.709			
	E_MAIL	rodulfo99@hotmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU X
Santamaría, Freddy	CVLAC:	11.420.313			
	E_MAIL	freddyjsantamariav@gmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU X

**FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:**

2011 AÑO	08 MES	08 DÍA
-------------	-----------	-----------

**LENGUAJE. SPA**

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

**ARCHIVO (S):**

<b>NOMBRE DE ARCHIVO</b>	<b>TIPO MIME</b>
TESIS. Evaluación de las condiciones operativas.doc	APPLICATION/MSWORD

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

**ALCANCE**

**ESPACIAL:** \_\_\_\_\_ (OPCIONAL)

**TEMPORAL:** \_\_\_\_\_ (OPCIONAL)

**TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

Ingeniero Químico

**NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

Pre - Grado

**ÁREA DE ESTUDIO:**

Departamento de Ingeniería Química

**INSTITUCIÓN:**

Universidad de Oriente Núcleo Anzoátegui

