

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



**EVALUACIÓN TERMODINÁMICA DE LAS FACILIDADES CENTRALES
DE PROCESAMIENTO DE FLUIDOS DE LA EMPRESA MIXTA
PETROLERA SINOVENSA**

Realizado por:

ISABEL MARÍA ROJAS VILLARROEL

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

INGENIERO QUÍMICO

Puerto La Cruz, diciembre de 2010

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



EVALUACIÓN TERMODINÁMICA DE LAS FACILIDADES CENTRALES
DE PROCESAMIENTO DE FLUIDOS DE LA EMPRESA MIXTA
PETROLERA SINOVENSA

ASESORES

Ing. Jesús Pineda
Asesor industrial

Ing. Luís Moreno
Asesor académico

Puerto La Cruz, diciembre de 2010

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



**EVALUACIÓN TERMODINÁMICA DE LAS FACILIDADES CENTRALES
DE PROCESAMIENTO DE FLUIDOS DE LA EMPRESA MIXTA
PETROLERA SINOVENSA**

JURADO

Ing. Químico Luís Moreno

Ing. Químico Arturo Rodolfo M. Sc.

Ing. Químico Alexis Cova M. Sc.

Puerto La Cruz, diciembre de 2010

RESOLUCIÓN

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de Trabajo de Grado: “Los Trabajos de Grado son propiedad exclusiva de la Universidad y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”.

DEDICATORIA

A mi padre Dios Todopoderoso y a la Virgencita del Valle, por ser siempre las luces que iluminan el sendero de mi vida y por brindarme la dicha de poder alcanzar todas las metas que me he trazado.

A mi mami, símbolo de amor incondicional, a quien le debo tantos momentos de cariño, comprensión, dedicación y apoyo...Mami este logro es para ti!

A mi mamá Marlene y a mi papá Félix, por haber sido los pilares de apoyo sincero en cada una de mis decisiones y por haber formado a la persona que soy hoy en día. Este triunfo es parte de ustedes también.

A mi abuelo, quién desde siempre fue mi defensor, mi profesor de poemas y canciones y la persona que nunca dejo de creer en mí...Abuelito siempre te llevaré en mi corazón.

A mis tíos, padres, amigos y consejeros, Orlando y Lucía, quienes han escrito tantas líneas en mi vida de cariño y solidaridad, y quienes representan para mí un libro abierto saturado de experiencias y conocimientos.

A mi tía María de Rojas, persona a la que admiro y aprecio muchísimo por su gran sentido de compromiso e indiscutible valor humano, quién en todo momento se mantuvo vigilante de mi trayectoria.

A mis hermanos Mary, Félix, Gustavo y a mi comadre Narmely, quienes me tendieron una mano de ayuda cuando más lo necesitaba. Para ustedes mis mejores deseos, adelante!!

A mis amigos y compañeros de la Universidad en especial a Marycarmen Farfan, Ana Bolívar, Miguel Domínguez, Daniel León, Fabiola Tartaglione, Marcos Rivero, María Cecilia Granadino, Dayana Zamora, Daniel Atay, con quienes compartí momentos inolvidables y de los cuales siempre voy estar agradecida por esos gestos de amistad que me regalaron. Éxito muchachos!

AGRADECIMIENTOS

A mi padre Dios Todopoderoso y a la Virgencita del Valle, por todas esas vivencias maravillosas que me regalan cada día y por esa compañía inseparable que siempre acaricia cada uno de mis pasos.

A PDVSA-CVP, por haberme brindado la oportunidad de realizar mis pasantías en sus instalaciones y por haber reforzado mi educación con las vivencias propias del trabajo.

A mi asesor industrial y excelente amigo, Ingeniero Jesús Pineda. Gracias por compartir conmigo esa inmensa sabiduría que lo representa, por lograr sonrisas en mi rostro a pesar de las dificultades y por siempre tener una respuesta convincente ante mis dudas con el mas dulce de los humores. Muchísimas gracias.

A mi asesor académico, Ingeniero Luís Moreno, por su conciente ayuda y orientación en la elaboración de mi tesis.

A todos mis familiares, en especial a mi tío Chuito, por tomar la iniciativa de ayudarme para que mis estudios en la Universidad se hicieran posibles. Le estaré siempre muy agradecida.

A Rafa y a Joisy, por haberme abierto las puertas de su casa durante la realización de mi pasantías.

A los Ingenieros Sergio Quiroz y Jhonny Morales, expertos en el campo de la responsabilidad y constancia, quienes estuvieron siempre al pendiente de mi a lo largo de mis pasantías.

A los Ingenieros Pedro Tineo y Leonardo Marcano, ejemplares e incomparables personas de quienes obtuve conocimientos muy valiosos y oportunas palabras cargadas de aliento.

A todo el equipo de la Gerencia Técnica de PDVSA- CVP, quienes de alguna u otra manera estuvieron dispuestos a brindarme una ayuda desinteresada.

A Jonathan Zambrano, por sus consejos y fiel colaboración como participe para que mi estadía en Morichal fuese amena.

A los operadores y supervisores de laboratorio de la planta de deshidratación/desalación de Petrolera Sinovensa y al personal de Document Control de esta empresa, por facilitarme la información necesaria para el desarrollo de mi trabajo.

RESUMEN

En este trabajo se evaluaron las facilidades centrales de procesamiento de fluidos de la empresa mixta Petrolera Sinovensa, la cual cuenta con una estación de flujo diseñada para una capacidad de ciento cuarenta mil barriles por día (140 MBPD) estándar de crudo diluido húmedo (CDH) y veinticinco millones quinientos mil pie cúbicos estándar por día (25,5 MMPCED) de gas asociado, así como también con una planta de deshidratación/desalación de crudo con dos trenes; cada uno para manejar 70 MBPD estándar de CDH. Considerando la infraestructura actualmente existente para tal volumetría, se realizó un estudio del sistema de tratamiento de crudo, basado en una estimación de la flexibilidad de dichas instalaciones en cuanto a capacidad de procesamiento, bajo las condiciones actuales de operación. Para ello, fueron calculadas las máximas capacidades a nivel de equipos mayores, mediante el uso de ecuaciones matemáticas y programas de simulación como el HTRI Xchanger Suite versión 5.0 y el Pro/II versión 8.1. La comparación entre las capacidades calculadas y las nominales (ó de diseño), demostró que actualmente la estación de flujo posee una flexibilidad volumétrica solo en el manejo de líquido, cuya capacidad total de tratamiento es de 156,28 MBPD estándar de CDH y 22,7 MMPCED de gas asociado, a pesar de que la bota desgasificadora no posee las dimensiones adecuadas para manejar un caudal adicional a su capacidad de diseño y que el tanque de compensación no ofrece flexibilidad en el servicio de almacenamiento para los caudales actuales en caso de contingencia. En cuanto a la planta de deshidratación/desalación, la capacidad de procesamiento estimada fue de aproximadamente 72,71 MBPD estándar de CDH por cada tren. Finalmente se comprobó que los intercambiadores de calor, los enfriadores de aire y todas las bombas de crudo se encuentran operando por debajo de su capacidad.

CONTENIDO

	Pág.
RESOLUCIÓN	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTOS	vii
RESUMEN	ix
CONTENIDO	x
LISTA DE FIGURAS	xiv
LISTA DE TABLAS	xv
CAPITULO 1: INTRODUCCIÓN	1
1.1 Planteamiento del problema.....	2
1.2 Objetivos	3
1.2.1 Objetivo general.....	3
1.2.2 Objetivos específicos	4
CAPITULO 2: MARCO TEÓRICO	5
2.1 Antecedentes	5
2.2 Presentación de la empresa.....	6
2.3 Descripción del proceso de tratamiento de crudo y equipos principales en el Campo Morichal	7
2.3.1 Estación de flujo MPE-3.....	7
2.3.2 Planta de deshidratación y desalación.....	10
2.4 Principios de separación de fluidos.....	17
2.4.1 Momentum (cantidad de movimiento).....	17
2.4.2 Fuerza de gravedad.....	17
2.4.3 Coalescencia	17
2.5 Sistema de separación primaria.....	18

2.5.1	Separadores líquido-vapor.....	18
2.6	Sistema de separación secundaria	22
2.7	Procesos de deshidratación/desalación	23
2.7.1	Tratamientos térmicos.....	24
2.7.2	Tratamientos químicos.....	32
2.7.3	Tratamientos mecánicos	32
2.7.4	Tratamiento electrostático.....	32
2.8	Almacenamiento de crudo.....	36
2.8.1	Consideraciones especiales	37
2.9	Programas de simulación.....	37
CAPÍTULO 3: DESARROLLO DEL PROYECTO.....		41
3.1	Identificación de las condiciones actuales de operación de la estación de flujo y la planta de deshidratación/desalación frente a la variabilidad de fluidos procesados y calidad del producto obtenido.....	41
3.2	Obtención de los balances de materia y energía en los diferentes equipos a condiciones operacionales a partir de modelos de simulación de procesos	44
3.3	Cálculo de la máxima capacidad de las instalaciones existentes	50
3.3.1	Separadores de producción	50
3.3.2	Depurador de gas	56
3.3.3	Bota desgasificadora.....	58
3.3.4	Tanques de crudo	59
3.3.5	Bombas de crudo	59
3.3.6	Intercambiadores de calor de CDH/CDS	60
3.3.7	Hornos de CDH.....	64
3.3.8	Deshidratadores electrostáticos.....	65
3.3.9	Enfriadores de aire de CDS	67
3.4	Estimación de la flexibilidad del sistema de tratamiento de crudo en cuanto al manejo de caudales	68

CAPITULO 4: <u>DISCUSIÓN</u> DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	76
4.1 Identificación de las condiciones actuales de operación de la estación de flujo y la planta de deshidratación/desalación frente a la variabilidad de fluidos procesados y calidad del producto obtenido.....	76
4.2 Obtención de los balances de materia y energía en los diferentes equipos a condiciones operacionales a partir de modelos de simulación de procesos	77
4.3 Cálculo de la máxima capacidad de las instalaciones existentes	78
4.4 Estimación de la flexibilidad del sistema de tratamiento de crudo en cuanto al manejo de caudales	82
4.5 Conclusiones.....	88
4.6 Recomendaciones	89
BIBLIOGRAFÍA.....	90
ANEXO A DIAGRAMAS DE FLUJO	
A.1 Diagrama de flujo del proceso en la estación de flujo MPE-3	
A.2 Diagrama de flujo del proceso en la planta de deshidratación/desalación	
ANEXO B TABLAS Y FIGURAS REFERENCIALES PARA SEPARADORES	
B.1 Longitudes de cuerdas y áreas de las secciones circulares vs. alturas de cuerdas	
B.2 Valores de K para separadores verticales	
B.3 Condiciones de carga optima para tratadores electroestáticos	
B.4 Factor de disipación de la velocidad del chorro	
B.5 Detalles de la boquilla de entrada del depurador de gas	
ANEXO C PROPIEDADES DE FLUIDOS	
C.1 Propiedades del fluido caliente y frío en los intercambiadores de calor de CDH/CDS	
C.2 Propiedades del fluido caliente en los enfriadores de aire de CDS	

ANEXO D REPORTES DEL SIMULADOR HTRI

D.1 Reportes de los intercambiadores de calor de CDH/CDS

D.2 Reportes de los enfriadores de aire de CDS

ANEXO E HOJAS DE DATOS

E.1 Hoja de datos de los separadores de producción

E.2 Hoja de datos del depurador de gas

E.3 Hoja de datos de la bota desgasificadora

E.4 Hoja de datos del tanque de compensación de CDH

E.5 Hoja de datos de las bombas de transferencia de CDH

E.6 Hoja de datos de los tanques de alimentación de CDH

E.7 Hoja de datos de las bombas de alimentación de CDH

E.8 Hoja de datos de los intercambiadores de calor de CDH/CDS

E.9 Hoja de datos de los hornos de CDH

E.10 Hoja de datos de los deshidratadores electroestáticos

E.11 Hoja de datos de las bombas de transferencia de CDS

E.12 Hoja de datos de los enfriadores de aire de CDS

E.13 Hoja de datos de los tanques de almacenamiento de CDS

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 2.1 Separadores de producción.....	8
Figura 2.2 Depurador de gas	8
Figura 2.3 Tanque de compensación de CDH y bota desgasificadora	9
Figura 2.4 Bombas de transferencia de CDH	10
Figura 2.5 Tanque de alimentación de CDH.....	10
Figura 2.6 Bombas de alimentación de CDH.....	11
Figura 2.7 Tren de intercambiadores de calor de CDH/CDS	12
Figura 2.8 Hornos de CDH	13
Figura 2.9 Tren de deshidratación/desalación	14
Figura 2.10 Bombas de transferencia de CDS.....	15
Figura 2.11 Tanque de almacenamiento de CDS	16
Figura 2.12 Diagrama del proceso de tratamiento de crudo de Petrolera Sinovensa	16
Figura 2.13 Separadores líquido-gas.....	20
Figura 2.14 Bota desgasificadora y tanque de estabilización	23
Figura 2.15 Elementos de los intercambiadores de tubo y carcasa.....	25
Figura 2.16 Composición de un horno típico	28
Figura 2.17 Deshidratador electroestático	33
Figura 2.18 Esquema de sistema de deshidratación con separadores electroestáticos.....	34
Figura 3.1 Diagrama de flujo de la corriente de alimentación a la estación de flujo	45

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 3.1 Producción y características de crudo en la estación de flujo.....	42
Tabla 3.2 Producción y características de crudo en la planta de deshidratación/desalación	42
Tabla 3.3 Temperaturas y presiones de los separadores crudo/gas y gas/crudo	42
Tabla 3.4 Presión de descarga de las bombas de crudo	43
Tabla 3.5 Temperaturas y presiones de los sistemas de precalentamiento y calentamiento de CDH y enfriamiento de CDS	43
Tabla 3.6 Temperaturas, presiones y caudales de operación de los deshidratadores electrostáticos	43
Tabla 3.7 Temperaturas de operación de los tanques de crudo	44
Tabla 3.8 Curva TBP del líquido de flash de una muestra de líquido de los separadores de producción	45
Tabla 3.9 Composición del gas de flash de una muestra de líquido de los separadores de producción	46
Tabla 3.10 Composición de una muestra de gas de los separadores de producción	47
Tabla 3.11 Características de la corriente de alimentación a la estación de flujo	48
Tabla 3.12 Datos para el cálculo de las capacidades de un separador de producción	51
Tabla 3.13 Datos para el cálculo de las capacidades del depurador de gas	56
Tabla 3.14 Datos para el cálculo de las capacidades de la bota desgasificadora.....	58

Tabla 3.15	Datos para el cálculo de los flujos máxicos en los deshidratadores electroestáticos	63
Tabla 3.16	Datos para el cálculo de la capacidad térmica de los hornos	65
Tabla 3.17	Datos para el cálculo de la capacidad de un deshidratador electroestático	66
Tabla 3.18	Datos para el cálculo del tiempo de contingencia de los tanques de crudo.....	69
Tabla 3.19	Datos adicionales para el cálculo de la velocidad real y máxima de la mezcla en la boquilla de entrada de los separadores de producción...	73
Tabla 4.1	Variables calculadas para un separador de producción.....	78
Tabla 4.2	Variables calculadas para el depurador de gas	79
Tabla 4.3	Variables calculadas para la bota desgasificadora	80
Tabla 4.4	Variables calculadas para los intercambiadores de calor de CDH/CDS.....	80
Tabla 4.5	Variables calculadas para un deshidratador electroestático	80
Tabla 4.6	Capacidad máxima de los equipos de la estación de flujo.....	81
Tabla 4.7	Capacidad máxima de los equipos de la planta de deshidratación/desalación	81
Tabla 4.8	Capacidad nominal de los equipos de la estación de flujo con 10% de sobrediseño	82
Tabla 4.9	Capacidad nominal de los equipos de la planta de deshidratación/desalación con 12% de sobrediseño	83
Tabla 4.10	Capacidad nominal, capacidad máxima y flexibilidad de procesamiento de los equipos de la estación de flujo.....	84
Tabla 4.11	Velocidad real y máxima permisible de la mezcla en las boquillas de entrada de los separadores en estación de flujo.....	85
Tabla 4.12	Capacidad nominal, capacidad máxima y flexibilidad de procesamiento de los equipos de la planta de deshidratación/desalación....	85

Tabla 4.13	Capacidades térmicas a condiciones operacionales de los intercambiadores de calor de CDH/CDS y enfriadores de aire de CDS	86
Tabla 4.14	Tiempos de contingencia de los tanques de crudo	87
Tabla 4.15	Capacidad nominal, capacidad actual y flexibilidad de las bombas de crudo	88

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

Gran parte del crudo producido en el mundo viene acompañado de agua, gas y sólidos, por lo cual requiere ser procesado. El tratamiento de crudos es un proceso industrial que abarca el diseño y la operación de instalaciones de superficie para el logro técnico y económico de la entrega de crudo en especificación al mercado, bajo los estándares y normas que rigen el comercio de hidrocarburos.

Para tales exigencias, se recurre principalmente a los procesos de desgasificación, deshidratación y desalación, cuyas aplicaciones están relacionadas a la disminución de costos de procesamiento, transporte, disposición de agua y deterioro de equipos, y que a su vez se traducen en la obtención de productos de mayor valor comercial.

Estos procesos de manejo de crudo se pueden dividir en etapas generales, tales como recolección, separación, depuración, calentamiento, deshidratación, almacenamiento y bombeo. Para tales fines, los equipos de tratamiento de crudo se diseñan en base a las propiedades y características de los fluidos a tratar, y a los parámetros operativos para un tratamiento eficiente, con muy poco margen de cambio.

No obstante, uno de los mayores inconvenientes que se presentan en las plantas de procesamiento de crudo es la variación temporal y espacial de los perfiles de producción, lo cual atentan contra la filosofía de operación.

A raíz de las variaciones en las condiciones operativas actuales de Petrolera Sinovensa con respecto a las de diseño, se llevó a cabo una evaluación de las facilidades de superficie, para definir la flexibilidad de

procesamiento del sistema de tratamiento de crudo, en virtud de optimizar la utilización de la infraestructura existente.

1.1 Planteamiento del problema

A medida que disminuye el suministro global de crudos livianos y medianos, los depósitos de crudos pesados cobran importancia dentro de la industria petrolera. Mundialmente, la mayor reserva de crudos extrapesados se encuentra en la Faja Petrolífera del Orinoco, los cuales a nivel de campo no reúnen las condiciones mínimas de venta y requieren para ello ajustes, de tal forma que cumplan con los estándares comerciales.

Para lograr de forma consistente las especificaciones del crudo pesado a exportar, Petróleos de Venezuela Sociedad Anónima (PDVSA) cuenta con la participación de empresas petroleras nacionales e internacionales supeditadas al marco legal vigente bajo la denominación de empresas mixtas.

Petrolera Sinovensa es una empresa mixta cuyas operaciones se resumen en extracción, recolección y desgasificación de petróleo, distribución de diluyente, deshidratación y desalación del crudo. Es responsable de la exploración y desarrollo del lote contractual, que incluye el área MPE-3 (115 km²) y su respectiva extensión (35 km²), ubicadas en la zona Carabobo de la Faja Petrolífera del Orinoco a 150 km al suroeste de Maturín, estado Monagas.

Actualmente posee una estación de flujo diseñada con una capacidad nominal de 140 MBPD estándar de CDH y 25,5 MMPCED de gas asociado. También cuenta con una planta de tratamiento de crudo que consta de dos trenes de deshidratación y desalación, cada uno para manejar 70 MBPD estándar de CDH, cuya infraestructura está basada en la filosofía de extracción y operación asociada a la producción de crudo extrapesado de diseño.

Sin embargo, en la búsqueda constante del aumento de producción y calidad del crudo procesado, la filosofía de operación en las instalaciones de Petrolera Sinovensa ha sufrido cambios con el tiempo, como resultado de la experiencia adquirida frente a las variaciones en los flujos manejados.

Por ello, surge la necesidad de llevar a cabo una “Evaluación termodinámica de 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, específicamente en equipos mayores mediante el monitoreo continuo bajo el sistema SCADA (Control supervisorio y adquisición de data), y el empleo de modelos de simulación de las condiciones de operación actuales para la obtención de balances de materia y energía del proceso.

Cabe destacar que este proyecto será de gran importancia para la empresa puesto que le permitirá conocer las restricciones puntuales de capacidad de los equipos, lo que contribuirá a una mejor disposición de los mismos.

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo general

Evaluar termodinámicamente las facilidades centrales de procesamiento de fluidos de la empresa mixta Petrolera Sinovensa.

1.2.2Objetivos específicos

1. Identificar las condiciones actuales de operación de la estación de flujo y la planta de deshidratación/desalación frente a la variabilidad de fluidos procesados y calidad del producto obtenido.
2. Obtener los balances de materia y energía en los diferentes equipos a condiciones operacionales a partir de modelos de simulación de procesos.
3. Calcular la máxima capacidad de las instalaciones existentes.
4. Estimar la flexibilidad del sistema de tratamiento de crudo en cuanto al manejo de caudales.

CAPITULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 Antecedentes

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. Además se 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 y botas de gas (Galantón, 2009).

Martín (2009), evaluó los principales equipos en cuanto a capacidades se refiere de la estación principal de producción del Distrito Cabrutica de PDVSA, debido al requerimiento de aumentar la capacidad de tratamiento a 145 MBPD de crudo extrapesado con un contenido máximo de agua de 45 MBPD, de lo cual se planteó como alternativa, la adición de un nuevo horno de calentamiento primario, dos hornos de calentamiento secundario, dos deshidratadores electrostáticos y la reincorporación de los intercambiadores de calor (Martín, 2009).

Carrillo (2007), presentó un proyecto para optimizar el sistema de venteo de gas de la estación Villano de AGIP OIL Ecuador B.V., en el cual a partir de una evaluación de las facilidades de tratamiento del crudo pesado de la estación Villano, se analizaron las características de los equipos y se señaló como propuesta la separación en cuanto al proceso que empieza en

los separadores del proceso que involucra los tanques, respaldado además por un análisis técnico-económico del proyecto (Carrillo, 2007).

Mora (2004), consideró el incremento de 46,4 MBPD de crudo y 136 MMPCED de gas natural, provenientes de las áreas de Bosque y Travi, para estimar los requerimientos técnicos de infraestructura necesaria para el manejo de crudo, gas y agua, según los planes de producción (2003-2022) del Distrito Norte de PDVSA-Oriente. Con este trabajo se determinaron las capacidades de las instalaciones existentes y se establecieron las facilidades de superficie para la nueva producción (Mora, 2004).

El estudio a realizar tiene en común con los antecedentes previamente mencionados, la evaluación en cuanto a capacidad de las facilidades de tratamiento de crudo, sin tener como enfoque el diseño de instalaciones, ya que las estimaciones estarán basadas en la infraestructura existente.

2.2 Presentación de la empresa

Petrolera Sinovensa es una empresa mixta integrada por PDVSA-CVP (Corporación Venezolana del Petróleo) y CNPC (China National Petroleum Corporation), con una participación accionaria inicial de 60 y 40 por ciento, respectivamente (CNPC Venezuela B.V., 2007).

Esta empresa inició la producción de crudo extrapesado, del bloque MPE-3, el 24 de agosto de 2006, y hasta el 31 de octubre de 2007 se habían perforado 16 pozos exploratorios, 5 pozos de evaluación y 95 pozos productores horizontales. A partir del 01 de enero de 2007, comenzó la producción en frío del crudo diluido tipo Merey 16, el cual se obtiene mediante la mezcla del diluyente nafta (gravedad aproximada de 47 °API), suplido por PDVSA, con el crudo extrapesado (gravedad promedio de 7,8 °API) producido por la empresa mixta en el campo Morichal.

A la fecha se han construido las siguientes instalaciones:

- Área de producción (Morichal): macollas y pozos, estación de flujo, estación de distribución y almacenamiento de diluyente y planta de deshidratación y desalación.
- Área de Jose: unidad de destilación para recuperación de diluyente, mezcladores de crudo extrapesado con crudo diluido, tanques de almacenamiento y sistemas auxiliares.

2.3 Descripción del proceso de tratamiento de crudo y equipos principales en el Campo Morichal

2.3.1 Estación de flujo MPE-3

La estación de flujo MPE-3 ha sido diseñada con una capacidad de 140 MBPD estándar de CDH conformado en base a las siguientes proporciones: 102,190 MBPD de crudo seco extrapesado; 25,548 MBPD de diluyente (nafta) y 12,262 MBPD de agua resultando una gravedad específica de la mezcla de 0,959 (16 °API) basada en el peso neto del crudo con una gravedad específica promedio de 1,014 correspondiente a 8,3 °API \pm 0,3 °API y 25,5 MMPCED de gas asociado (Arocha y colaboradores, 2008).

La estación de flujo MPE-3 es capaz de manejar 28,1 MMPCED de gas asociado correspondiente a una relación gas/petróleo (RGP) de 51 PCE/bbl (pie cúbicos estándar/barril) mínimo y 250 PCE/bbl máximo, basado en el flujo neto de crudo pesado.

El CDH (corriente multifásica) proveniente de las facilidades de superficie de campo es recogida en un cabezal principal de entrada de 30 pulg y dirigida hacia los separadores de producción horizontales gas/líquido (figura 2.1), cuyas condiciones de operación por diseño son 60 psig y 100 °F aproximadamente. El desemulsificante y el antiespumante son inyectados aguas arriba de estos separadores según se requiera.



Figura 2.1 Separadores de producción

El gas proveniente de los separadores de producción es enviado a un depurador de gas vertical (figura 2.2) que remueve constantemente la espuma de la fase de líquido y consigue precipitar los condensados de hidrocarburos, gotas de agua, etc., arrastrados por el gas a la salida de los separadores. Está diseñado para manejar el caudal máximo del gas total esperado en la estación de flujo MPE-3 (28,1 MMPCED) y una fase líquida de 3.000 BPD (barriles por día).



Figura 2.2 Depurador de gas

El gas de salida del depurador es trasladado a través de una línea existente a la planta compresora Orinoco (PCO - PDVSA Gas), mientras que el crudo húmedo es enviado a la bota desgasificadora (figura 2.3) donde es separado el gas remanente presente en el líquido.



Figura 2.3 Tanque de compensación de CDH (izq.) y bota desgasificadora (dcha.)

La separación de CDH y vapores de gas serán completados en el tanque de compensación (figura 2.3), conectado a la bota desgasificadora, que opera a pocas pulgadas por encima de la condición atmosférica (1,25 – 4,2 pulg de H₂O) y que posee un sistema de gas de manto o barrido para prevenir la entrada de aire bajo condiciones ambientales bajas, producidas por la condensación de vapor dentro del tanque.

Después de la separación gas-líquido, el CDH es transferido desde el tanque a la planta de deshidratación y desalación en Morichal (Planta DD) mediante las bombas de transferencia de CDH tipo tornillo (dos en operación y una de reserva), con una capacidad de diseño de 2.300 gpm y un cabezal de 931 pies cada una (figura 2.4). El CDH es transportado a través de la nueva línea de 20 pulg atada a la línea de CDH de 24 pulg existente.



Figura 2.4 Bombas de transferencia de CDH

2.3.2 Planta de deshidratación y desalación

La producción total de CDH que viene de la estación de flujo MPE-3 entra en la planta de deshidratación y desalinización a través de una tubería de 24 pulg a la sección de almacenamiento de CDH de alimentación, que consta de dos tanques de almacenamiento (tipo techo fijo) con una capacidad nominal de 80.644 barriles cada uno (figura 2.5).

El agua libre decantada del crudo en el fondo de los tanques es manualmente liberada y enviada al sumidero que colecta el agua de los diferentes tanques de almacenamiento de CDH. Una vez en el sumidero, el agua se bombea a la planta de tratamiento de agua producida a través de las bombas verticales de agua aceitosa.



Figura 2.5 Tanque de alimentación de CDH

El CDH es enviado a los trenes de deshidratación y desalación (C y D) por medio de cinco bombas tipo tornillo (cuatro en operación y una de respaldo), con una capacidad de diseño de 1.160 gpm (incluso un 12% de sobrediseño), y un diferencial de presión de 561,50 psi cada una (figura 2.6).



Figura 2.6 Bombas de alimentación de CDH

Adicionalmente, para facilitar los procesos de deshidratación y desalinización, un producto desemulsificante se inyecta en el cabezal de succión de las bombas de CDH para romper las emulsiones agua/crudo.

Antes de que el CDH llegue a los dos trenes de precalentamiento existentes, el flujo es dividido en dos corrientes, para alimentar a cada uno de ellos individualmente, a través de tuberías de 12 pulg. Cada tren tiene la capacidad de precalentar 70 MBPD de CDH más 12% del sobrediseño y están compuestos por un juego de doce intercambiadores de calor de tubo y carcasa colocados en serie, con una capacidad de intercambio de 74,3 MMBTU/h (figura 2.7).

Cada uno de estos dos flujos fríos de CDH, intercambian calor -a contracorriente para encontrar mayores diferencias de temperatura- (Kern, 1999) con el flujo de crudo diluido seco (CDS) caliente que viene de la estación de bombeo de transferencia de CDS (relacionado al tren de desalinización respectivo). Para el CDH, la temperatura de operación

aumenta de 100 °F a 230 °F. El CDS que viene del desalinizador a una temperatura de operación de 288 °F, alcanza 142 °F de temperatura a la salida del tren.



Figura 2.7 Tren de intercambiadores de calor de CDH/CDS

Una vez que el CDH es precalentado, se dirige a la sección de calentamiento de crudo integrada por dos hornos de multi-pasos, uno para cada tren.

Estos hornos (figura 2.8) usan gas combustible para pilotos y quemadores. Su capacidad individual de diseño es de 37,134 MMBTU/h y en ellos la temperatura de operación del CDH se aumenta a 290 °F, que luego fluye a los desaladores electrostáticos para remover el contenido de sal. La temperatura de salida es mantenida variando la presión del gas combustible en los quemadores por medio de un lazo de control en cascada, y de esta manera la entrada de calor a los hornos se regula para mantener la temperatura en el valor requerido.



Figura 2.8 Hornos de CDH

El proceso de desalinización se realiza en dos fases, por medio de dos desalinizadores colocados en serie para cada tren (figura 2.9) y bombas de recirculación, dos bombas para la primera fase y dos bombas para la segunda fase tanto para el tren C como para el tren D. Aproximadamente 7% (basado en CDH) del agua de lavado (agua que remite de la segunda fase) más 5% del agua de reciclaje interno se agrega al flujo de crudo entrante a la válvula de mezcla de la primera fase (dispositivo emulsionador) localizada a la entrada del recipiente del desalinizador.

Los fluidos entran en la primera fase del desalinizador por el fondo y el agua efluente se remite a los intercambiadores de calor de agua producida/agua fresca. El crudo tratado sale de la primera fase del recipiente desalinizador a través de una tubería colectora cerca del tope del recipiente.

La primera fase del desalinizador es seguido por la segunda fase. Aproximadamente 7% de agua de lavado (agua fresca) más 5% de agua de reciclaje interno se agregan al crudo tratado en la primera fase antes de la

válvula de mezcla del desalinizador de la segunda fase localizada a la entrada del mismo.



Figura 2.9 Tren de deshidratación/desalación

El agua fresca es tomada de un tanque con capacidad nominal de 60.554 barriles e inyectada en la segunda fase de cada tren por medio de tres bombas centrífugas (dos en funcionamiento y una de respaldo), cada una con una capacidad de diseño de 198,24 gpm y un diferencial de presión de 206,33 psi. Previo a esto, la temperatura del agua fresca es acondicionada en el sistema de calentamiento agua producida/agua fresca donde es calentada por el intercambio de calor con las corrientes de agua caliente producida que proceden de la primera fase de los módulos de desalinización. Cada calentador de agua fresca para los trenes C y D está compuesto de un juego de tres intercambiadores de calor de tubo y coraza colocados en serie. El tren completo (trenes C y D) tiene una capacidad de intercambio de 31,15 MMBTU/h por las condiciones de diseño (14,98 MMBTU/h por cada tren). En la salida de estos calentadores la temperatura de agua fresca está alrededor de 275 °F, valor que es adecuado para mezclar el agua con el CDH y evitar el choque térmico.

La estación de bombeo de transferencia de CDS, localizada a la salida de los módulos de desalinización, consta de cinco bombas tipo tornillo (cuatro en operación y una de respaldo), cada una con una capacidad de diseño de 1.176 gpm (incluso un 12% de sobrediseño) y una presión diferencial de 116 psi (figura 2.10), las cuales tienen la función de bombear el CDS a través de los precalentadores de CDH y subir el CDS a los tanques de almacenamiento.



Figura 2.10 Bombas de transferencia de CDS

La sección de tanques de almacenamiento de CDS consiste en dos tanques de capacidad nominal de 274.433 barriles y capacidad de trabajo de 228.480 barriles cada uno (figura 2.11), de los cuales se transfiere el producto en especificación con 10 PTB (libras por mil barriles) de sal y 1% de agua a la Planta de Jose localizada en el Condominio Industrial Jose. En el caso que las variables moderadas (sal o corte de agua) superen la especificación establecida, el CDS es desviado automáticamente, desde la entrada de los tanques de CDS a la entrada de los tanques de CDH para ser procesado nuevamente.



Figura 2.11 Tanque de almacenamiento de CDS

El diagrama esquemático de los procesos de tratamiento de crudo tanto de la estación de flujo MPE-3 como de la planta de deshidratación/desalación se muestra a continuación:

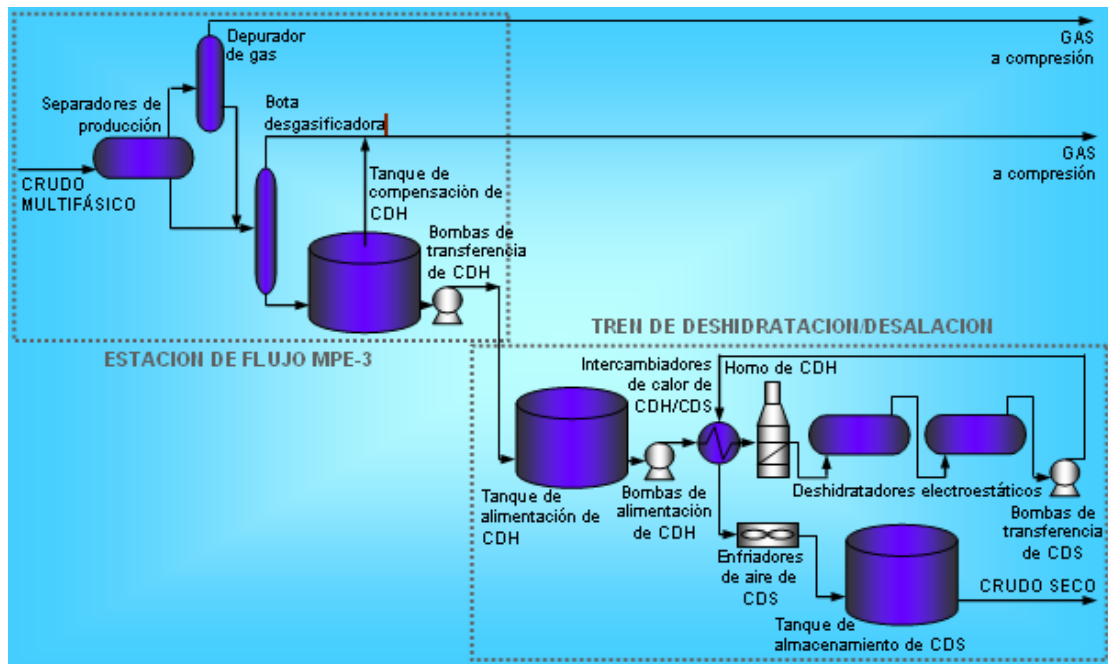


Figura 2.12 Diagrama del proceso de tratamiento de crudo de Petrolera Sinovensa

2.4 Principios de separación de fluidos

Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos son: el momentum ó cantidad de movimiento, la fuerza de gravedad y la coalescencia. Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación (PDVSA, 1995).

2.4.1 Momentum (cantidad de movimiento)

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

2.4.2 Fuerza de gravedad

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

2.4.3 Coalescencia

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

2.5 Sistema de separación primaria

La producción de hidrocarburos está asociada a la producción de gas natural, cuyos volúmenes deben ser tratados con la finalidad de maximizar el volumen de petróleo. Para este propósito las facilidades de producción constan de un sistema de separación primaria que está conformada por un conjunto de separadores encargados de dividir la corriente de entrada en sus fases (Salguero, Zurita, 2009).

2.5.1 Separadores líquido-vapor

El flujo que se obtiene de un yacimiento petrolífero, por lo general es multifásico. La separación física de estas fases es una de las operaciones fundamentales en la producción, procesamiento y tratamiento de los crudos y del gas natural (Salazar, 2005).

Los equipos de separación crudo-gas, están conformados por un separador y un depurador. Estos equipos cumplen la misma función, separación de fases. El separador constituye el equipo fundamental en el proceso y el más comúnmente utilizado en las estaciones de flujo, puede describirse como un recipiente en forma cilíndrica y su posición (horizontal o vertical) va a depender de las características fisicoquímicas del fluido. La función básica de un depurador es remover pequeñas cantidades de líquido de una mezcla predominantemente gaseosa.

2.5.1.1 Partes de un separador

Independientemente de la forma, los separadores por lo general contienen cuatro secciones principales, además de los controles necesarios. Estas secciones se muestran en la figura 2.13. La primera sección de separación, A, se utiliza para separar el líquido libre en la corriente de entrada. Esta contiene la boquilla de entrada que puede ser tangencial, o un deflector de desvío para aprovechar la inercia de la fuerza centrífuga o un

cambio brusco de dirección para separar la mayor parte del líquido de la corriente de gas (GPSA, 1998).

La segunda sección o de gravedad, B, está diseñada para utilizar la fuerza de gravedad para mejorar la separación de las gotas arrastradas. Se compone de una parte del recipiente a través de la cual el gas se mueve a una velocidad relativamente baja con poca turbulencia.

La sección de coalescencia, C, utiliza un aglutinador de extractor o niebla que puede constar de una serie de paletas, un malla de alambre o pasos ciclónicos. Esta sección remueve las pequeñas gotitas de líquido del gas por retención sobre una superficie donde coalescen.

El sumidero o sección colectora de líquido, D, actúa como receptor para todo el líquido removido del gas en la primera y segunda sección. Dependiendo de los requisitos, la sección del líquido debe tener una cierta cantidad de volumen de compensación, para la desgasificación, sobre un nivel mínimo necesario de líquido para su correcto funcionamiento.

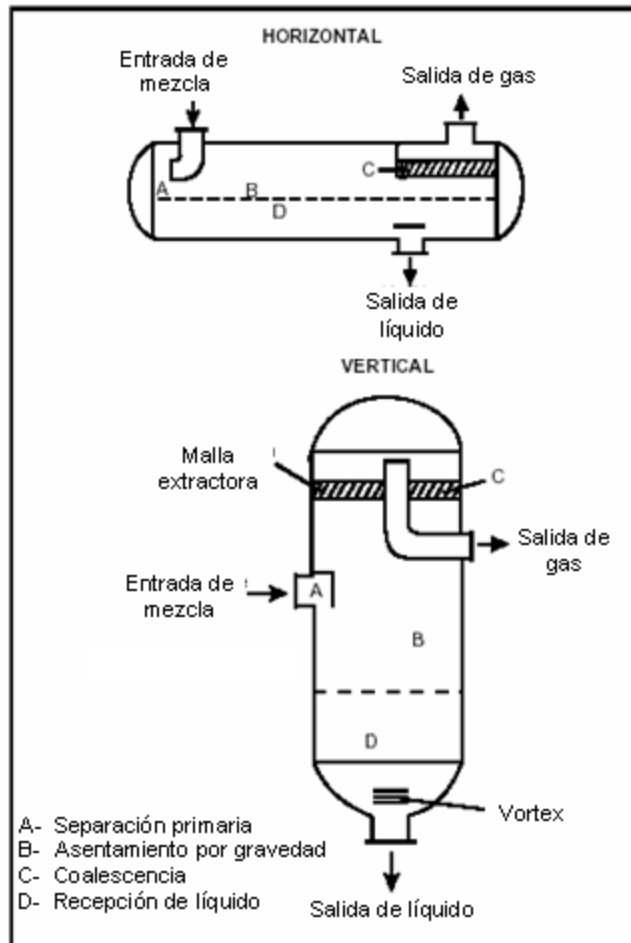


Figura 2.13 Separadores líquido-gas (GPSA, 1998)

2.5.1.2 Funciones de un separador

El objetivo de un separador es cumplir con las siguientes funciones:

- Permitir una primera separación entre los hidrocarburos, esencialmente, líquidos y gaseosos.
- Refinar aún más el proceso, mediante la recolección de partículas líquidas atrapadas en la fase gaseosa.
- Liberar parte de la sección gaseosa que pueda permanecer en la fase líquida.
- Descargar, separadamente, las fases líquidas y gaseosas, para evitar que se puedan volver a mezclar parcial o totalmente.

2.5.1.3 Factores que afectan la eficiencia de un separador

- *Presión*: al disminuir la presión de separación, principalmente en la separación de gas y condensado, la recuperación de líquidos aumenta (Salguero, Zurita, 2009).
- *Temperatura*: a medida que disminuye la temperatura de separación, se incrementa la recuperación de líquidos en el separador y cuando aumenta disminuye la capacidad en la separación de gas.
- *Composición*: la presencia de cambios bruscos en la composición de la mezcla, puede afectar parámetros como la densidad del gas, afectando su velocidad crítica. Por ello se debe tener conocimiento de la cantidad y calidad del gas y del líquido que se formarían en el proceso de separación, a las condiciones de presión y temperatura de operación.
- *Densidades del líquido y gas*: estas propiedades afectan directamente la capacidad de manejo de gas de los separadores, ya que esta es proporcional a la diferencia entre las densidades del líquido y del gas e inversamente proporcional a la densidad del gas.
- *Viscosidad del gas*: de la ley de Stokes se deduce que a medida que aumenta la viscosidad del gas, disminuye la velocidad de asentamiento y por lo tanto, la capacidad y eficiencia del separador. En separadores horizontales la velocidad terminal permite que las partículas suspendidas viajen a través de la corriente de gas.
- *Velocidad crítica del gas*: generalmente cuando se aumenta la velocidad del gas a través del separador, sobre un valor establecido en su diseño, aunque se incremente el volumen de gas manejado, no se separan totalmente las partículas de líquido en la sección de separación secundaria. Con esto se ocasiona que se inunde la malla

extractora y, como consecuencia, que haya arrastres repentinos de baches de líquido en el flujo de gas que sale del separador.

- *Tiempo de residencia*: se define como el tiempo promedio que una molécula de líquido es retenida en el recipiente. Depende principalmente del caudal, temperatura y las condiciones físico-químicas del crudo que entra al separador. La normativa PDVSA recomienda la selección del tiempo de residencia del crudo en base a la gravedad API del fluido. Así un petróleo mayor de 40 °API deberá tener un tiempo de residencia de 1,5 minutos. Para fluidos entre 25 °API y 40 °API, se recomienda reservar un tiempo de 3 minutos y para petróleos pesados y/o espumosos 5 minutos.

2.6 Sistema de separación secundaria

La estabilización de líquido proveniente de los procesos de separación crudo-gas se realiza para extraer el gas y el agua remanentes en el crudo. Para ello, el crudo es sometido a un proceso de separación secundaria el cual consta de (Salazar, 2005):

- Bota desgasificadora
- Tanque de estabilización

En este sistema, la bota desgasificadora se utiliza como pre-separación para reducir el número o las dimensiones del tanque de estabilización y el exceso de gas (ver figura 2.14).

Se puede decir que en este método la fase de estabilización se lleva a cabo en dos etapas; la *primera etapa*, donde la corriente proveniente de los separadores líquido-vapor, entra al separador atmosférico donde se retira el gas remanente y se envía a las unidades recuperadoras de vapor (Reva) para luego ir a compresión. La *segunda etapa*, corresponde a la corriente líquida proveniente del separador atmosférico, la cual entra al tanque de estabilización donde por tiempo de residencia, se desprenden los

compuestos más volátiles (gas remanente) y se envía a compresión con el gas de la primera etapa. Luego el líquido (crudo+agua) es enviado a la fase de deshidratación para eliminar el agua emulsionada hasta la especificación requerida.

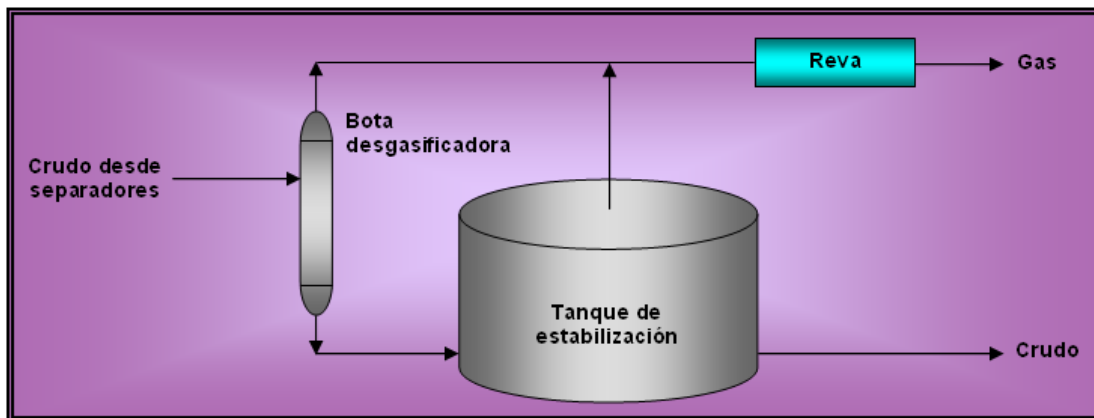


Figura 2.14 Bota desgasificadora y tanque de estabilización
(Salazar, 2005)

El diseño de una bota de gas es más simple que la de un separador, al igual que sus componentes internos. Generalmente posee una serie de placas o baffles, cuya disposición permite un mayor o menor aporte de área superficial para evitar que pequeñas gotas de líquido escapen en la corriente de gas. El tamaño de este equipo es un factor importante para una efectiva recuperación de líquido.

2.7 Procesos de deshidratación/desalación

Pueden clasificarse como función de las diferentes etapas que se cubren para obtener la separación de las fases crudo y agua, así como también pueden constituirse, según los requerimientos, en combinaciones de estas etapas. Se consideran entonces procesos térmicos, químicos, mecánicos y electrostáticos (Guzmán y colaboradores, 1996).

2.7.1 Tratamientos térmicos

Los tratamientos térmicos consisten en el calentamiento del crudo, o el aprovechamiento de la temperatura de producción. La aplicación del calor por si solo, no rompe la emulsión y es solo un proceso auxiliar para acelerar la separación, sin embargo cualquier emulsión puede romperse aplicando calor hasta una temperatura igual a la del punto de ebullición del agua. Algunos equipos empleados para el calentamiento del crudo son:

2.7.1.1 Intercambiadores de calor

Un intercambiador de calor es cualquier dispositivo utilizado para transportar energía térmica entre dos o más fluidos que se encuentran a temperaturas distintas. Son diseñados para satisfacer requerimientos específicos, existiendo en el mercado una gran diversidad de tipos que difieren en tamaño y forma. Algunos de los más comunes son (PDVSA, 1995):

- Intercambiadores de tubo y carcasa
- Intercambiadores de doble tubo
- Intercambiadores de superficie extendida
- Intercambiadores de placa
- Intercambiadores de tipo espiral

Los intercambiadores de tipo tubular son extensivamente utilizados en la industria ya que se pueden diseñar con un amplio rango de variaciones, materiales disponibles para su construcción, su facilidad de fabricación y mantenimiento, y por supuesto, sus bajos costos. Uno de los más requeridos en las industrias petroquímicas y refinerías son los intercambiadores de tubo y carcasa.

▪ **Intercambiadores de tubo y carcasa**

El intercambiador de tubo y carcasa consiste de un haz de tubos paralelos encerrados en un estuche cilíndrico llamado carcasa. No es caro, es fácil de limpiar y relativamente fácil de construir en diferentes tamaños y puede ser diseñado para presiones desde moderadas a altas, sin que varíe sustancialmente el costo.

Para el diseño de los componentes de un intercambiador de calor, se deben siempre tener en cuenta los criterios de diseño para lograr la mejor selección posible dentro de la gran variedad de este tipo de equipos. En la figura 2.15 se muestran las diferentes partes de los intercambiadores de tubo y carcasa.

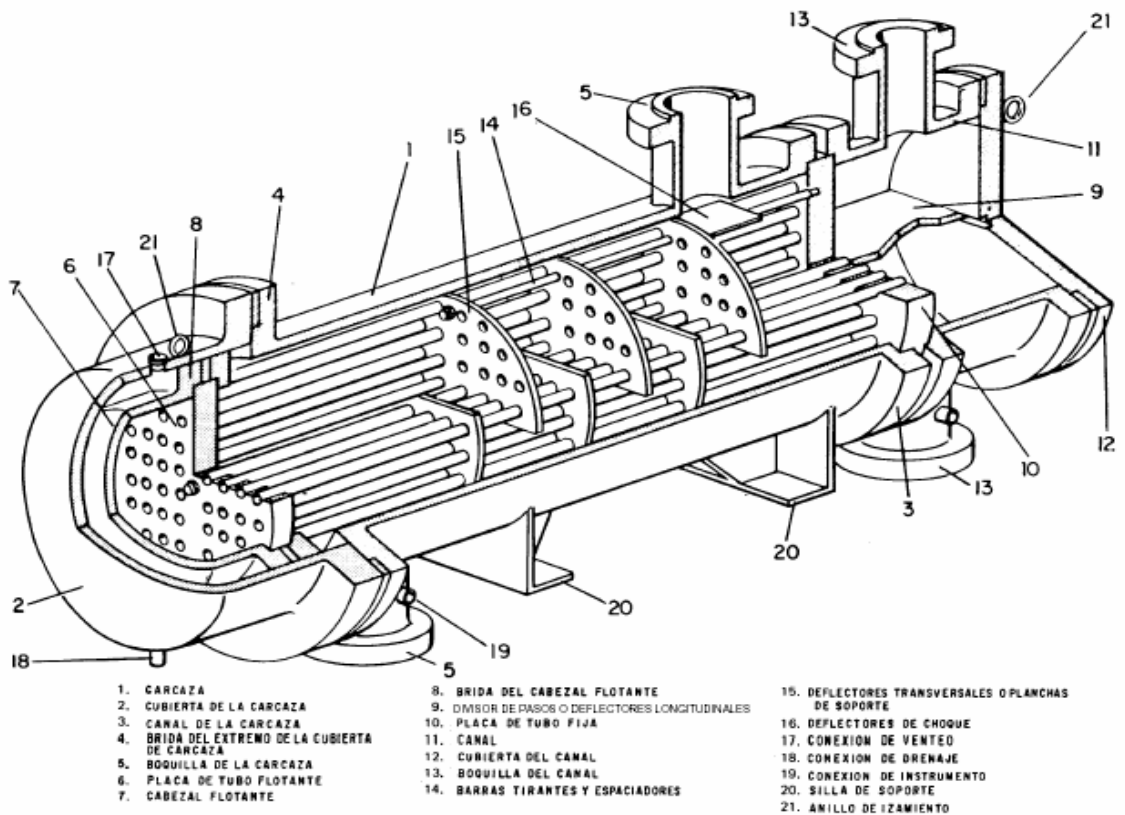


Figura 2.15 Elementos de los intercambiadores de tubo y carcasa

(PDVSA, 1995)

Hay tres tipos básicos de intercambiadores de tubo y carcasa, dependiendo del método utilizado para mantener los tubos dentro de la carcasa. El primero es el de tipo fijo o *intercambiadores de placa de tubos fija o de cabezal fijo*. En este caso, el equipo tiene tubos rectos, asegurados en ambos extremos en placas de tubos soldados a la carcasa. En este tipo de construcción, algunas veces es necesario incorporar en la carcasa una junta de expansión o una junta de empaques, debido a la expansión diferencial de la carcasa y los tubos.

El segundo tipo de intercambiadores de tubo y carcasa utiliza tubos en forma de U, con ambos extremos de los tubos sujetos a una placa de tubos simple, eliminándose así los problemas de expansión diferencial porque los tubos pueden expandirse y contraerse libremente, la forma de U absorbe estos cambios. A estas unidades se les denomina *intercambiadores con tubos en U*.

El tercer tipo de intercambiadores de tubo y carcasa, al igual que las unidades de cabezal fijo, presenta dos placas de tubos, pero con solo una de ellas soldada a la carcasa y la otra moviéndose libremente, y así evitando los problemas de expansión diferencial. A este diseño se le conoce como *intercambiadores de cabezal flotante*.

Algunas consideraciones generales para el diseño de intercambiadores de calor se resumen en lo siguiente:

a. Temperaturas de operación

Las temperaturas de operación de un intercambiador son establecidas por las condiciones del proceso. Sin embargo, en ciertos casos, el diseñador del intercambiador puede establecer las condiciones de operación, pero estas en ningún caso pueden ser menores que las mínimas requeridas por el proceso.

Cuando se desea obtener la mayor cantidad de calor que sea posible, la temperatura de aproximación (diferencia de temperatura entre las temperaturas de salida de las corrientes) que se utilice debe ser pequeña, de manera tal que el diseño resulte económico, lo cual está dado por la selección del arreglo óptimo de una serie de intercambiadores (tren de intercambiadores).

En muchos casos, no solamente el calor total requerido se debe distribuir entre los intercambiadores y un horno (o vapor), sino que se debe tener en cuenta que este calor puede ser suministrado por otras corrientes de diferentes niveles de entalpía, que se encuentren disponibles.

b. Factores de ensuciamiento

Las resistencias a la transferencia de calor debidas al ensuciamiento son causadas por sedimentos, polímeros y otros depósitos que se forman en las paredes internas y externas de los tubos de los intercambiadores de calor. Los valores que se utilizan en el diseño toman en cuenta las resistencias que se esperan durante la operación normal del equipo y un tiempo de servicio razonable entre los períodos de limpieza.

c. Caída de presión

La caída de presión en un intercambiador es producto de tres tipos de pérdidas: las pérdidas por fricción debido al flujo, las pérdidas debidas a cambios en la dirección del flujo y las pérdidas causadas por la expansión y contracción en las entradas y salidas de las boquillas y tubos. El método para calcular la caída de presión es diferente para cada tipo de intercambiador.

No es deseable tener altas caídas de presión, ya que éstas contribuyen a la erosión, requiriendo el uso de internos de espesor excesivo y de válvulas, accesorios o tuberías de una clasificación mayor en el circuito del intercambiador.

d. Arreglo de las corrientes

Los intercambiadores de tubo y carcasa, múltiples, se conectan usualmente en serie debido a la ventaja que se obtiene en la diferencia de temperatura efectiva. La única razón para tener arreglos de unidades múltiples en paralelo es evitar exceder la caída de presión permitida. Los arreglos en paralelo se requieren frecuentemente en servicios de vapor, tales como condensadores de tope.

▪ Hornos

Con carácter general, un horno es un equipo de proceso destinado a elevar la temperatura de un producto, denominado alimentación o carga, aprovechando el calor de combustión de otro u otros productos denominados combustibles. En otras palabras un horno es un equipo en el que, de una forma controlada, se efectúa una transferencia de energía del combustible a la carga. La figura 2.16 muestra, de forma simplificada, la composición de un horno típico (Acedo, 2003).

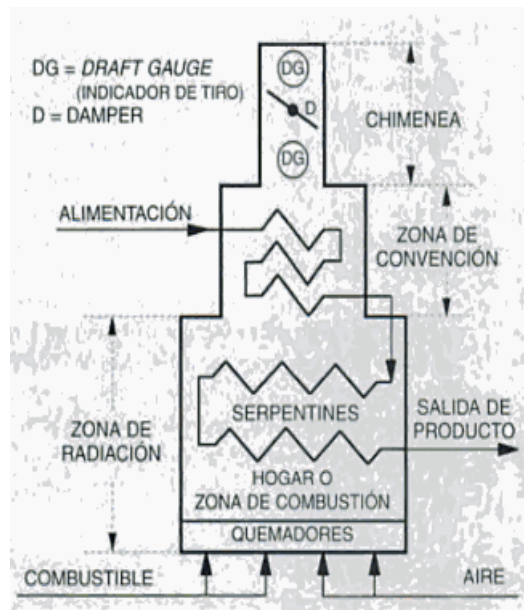


Figura 2.16 Composición de un horno típico (Acedo, 2003)

El calentamiento de un fluido de procesos en un horno está acompañado por la combinación de la radiación y convección. El patrón usual de flujo del fluido en el proceso es en contracorriente con el de los gases de combustión, es decir, el fluido en el proceso pasa primero a través de la sección de convección y luego a través de la sección de radiación del horno, mientras que los gases de combustión van en dirección opuesta. Este arreglo permite obtener una mayor eficiencia (la temperatura del gas en la chimenea es más baja) que la que se obtendría si el flujo fuera en paralelo (PDVSA, 1995).

En la sección de radiación, el calor es transferido al fluido de proceso principalmente por radiación de la alta temperatura de los gases que resultan de la combustión del combustible en la cámara. Otra parte del calor es también transferida por convección.

En la sección de convección, el calor es transferido principalmente por convección, aunque una pequeña cantidad de calor se transfiere por radiación. Después que todo el calor, que económicamente puede ser recuperado, ha sido transferido al fluido de proceso, el gas de combustión deja el horno y pasa a través de una chimenea a la atmósfera.

Los hornos están divididos en dos categorías principales: hornos de procesos y hornos de pirólisis.

a. Hornos de procesos

Estos hornos proveen calor, el cual es usado en los equipos aguas abajo del horno. Ejemplos típicos son hornos de columnas de destilación, precalentadores de reactores (hidrotratamiento y termoreactores) y rehervidores. Los sistemas de calentamiento indirecto, tales como sistemas de aceite caliente o sistemas también usan hornos de procesos.

b. Hornos de pirólisis

Este tipo de hornos proveen calor para que una reacción química se lleve a cabo dentro de los tubos del horno. Los de craqueo térmico con vapor y los reformadores con vapor son los dos principales ejemplos. Muchas de las consideraciones y problemas en el diseño y operación de estos hornos son similares a los de los hornos convencionales. Sin embargo, estos hornos de pirólisis operan normalmente a altas temperaturas y tienen muchas consideraciones especiales.

▪ Variación en el diseño y disposición de los hornos

El tipo más sencillo de horno sigue el diseño denominado “de radiación total” donde el tubo de fuego entero es colocado a lo largo de las paredes de la cámara de combustión o en la sección radiante (Ugueto, Rodríguez, 1993).

Además de la sección por radiación, hornos más modernos incluyen una sección separada para la convección. El calor residual que aún poseen los gases de combustión al salir de la sección por radiación, puede ser recuperado parcialmente en la sección por convección. En esta sección existe tanto convección como radiación y el calor recuperado se puede usar para precalentar el volumen de carga de alimentación del horno o para otros tipos de calentamiento.

▪ Combustiones básicas

El proceso de diseño de un horno debe ajustar relaciones complejas entre varias variables. Entre estas variables están las propiedades físicas y la fase de funcionamiento del fluido de proceso, el valor calorífico y el funcionamiento de los fluidos de combustión, la proporción económica del rendimiento del calentamiento entre las secciones por convección y por radiación, las caídas de presión del fluido de proceso y de los gases de combustión y la altura económica de la chimenea.

Para los fluidos que contienen hidrógeno, se reseñan dos conjuntos de valores de calentamiento. El valor calorífico mayor o mas alto (VCM) se determina suponiendo que todo el vapor de agua producido durante el proceso de combustión es condensado y enfriado a 60 °F. El valor calorífico neto o mas bajo (VCB) se determina haciendo la suposición de que el vapor de agua formado por el proceso de combustión permanece en la fase vapor y numéricamente es igual al valor calorífico mayor menos el calor latente de vaporización del agua.

En teoría, el valor calorífico mayor puede ser considerado como el calor actual liberado, mientras que el valor calorífico bajo puede ser considerado como la porción útil del calor actual liberado

Aunque la química del proceso de combustión es excesivamente compleja, ella puede ser simplificada en términos de los productos de la reacción final. Con el fin de que el proceso de combustión se dirija a su culminación dentro de un tiempo razonable, debe estar presente un exceso de uno de los reactivos. Bajo ninguna circunstancia puede tolerarse un exceso de combustible.

El proceso de combustión en un horno, normalmente usa aire como fuente de oxígeno. En consecuencia debe existir un exceso de aire por encima de los requerimientos estequiométricos para asegurar la combustión completa del combustible.

- **Eficiencia térmica**

Para cada combustible, los perfiles pueden desarrollarse a valores constantes de exceso de aire para expresar el calor extraído de los productos de combustión como una función de la temperatura de los gases de combustión.

El porcentaje de calor extraído de los gases de combustión variará de 0% a temperatura de la llama, hasta 100% a la temperatura de referencia de

los gases de combustión de 60 °F. Este calor incluye el calor absorbido por el volumen de carga más el calor perdido a través del revestidor del calentador.

2.7.2 Tratamientos químicos

Los procesos de separación química involucran la aplicación de una solución de desemulsificantes sintéticos, denominada en el área operacional “química deshidratante”, con lo cual se busca desestabilizar la emulsión formada por la combinación de las fases agua y crudo. Esta solución busca contrarrestar el efecto estabilizador en la emulsión de los surfactantes naturales contenidos en el crudo, dada la tendencia de estos productos químicos a estabilizar emulsiones opuestas a las formadas por la presencia de los surfactantes naturales (Guzmán y colaboradores, 1996).

2.7.3 Tratamientos mecánicos

Los tratamientos mecánicos se caracterizan por el uso de equipos de separación dinámica, los cuales permiten la separación continua de las fases agua y crudo. Estos equipos incluyen dispositivos que promueven el contacto efectivo de cada fase y aceleran el proceso de separación gravitacional.

2.7.4 Tratamiento electroestático

Los procesos de separación electroestática consisten en someter la emulsión a un campo eléctrico intenso, generado por la aplicación de alto voltaje entre dos electrodos. La aplicación del campo eléctrico sobre la emulsión induce a la formación de dipolos eléctricos en las gotas de agua, lo que origina una atracción entre ellas, e incrementa su contacto y posterior coalescencia. Como efecto final se obtiene un aumento del tamaño de las gotas, lo que permite su sedimentación por gravedad. En la figura 2.17 se presenta un diagrama esquemático de un deshidratador electroestático.

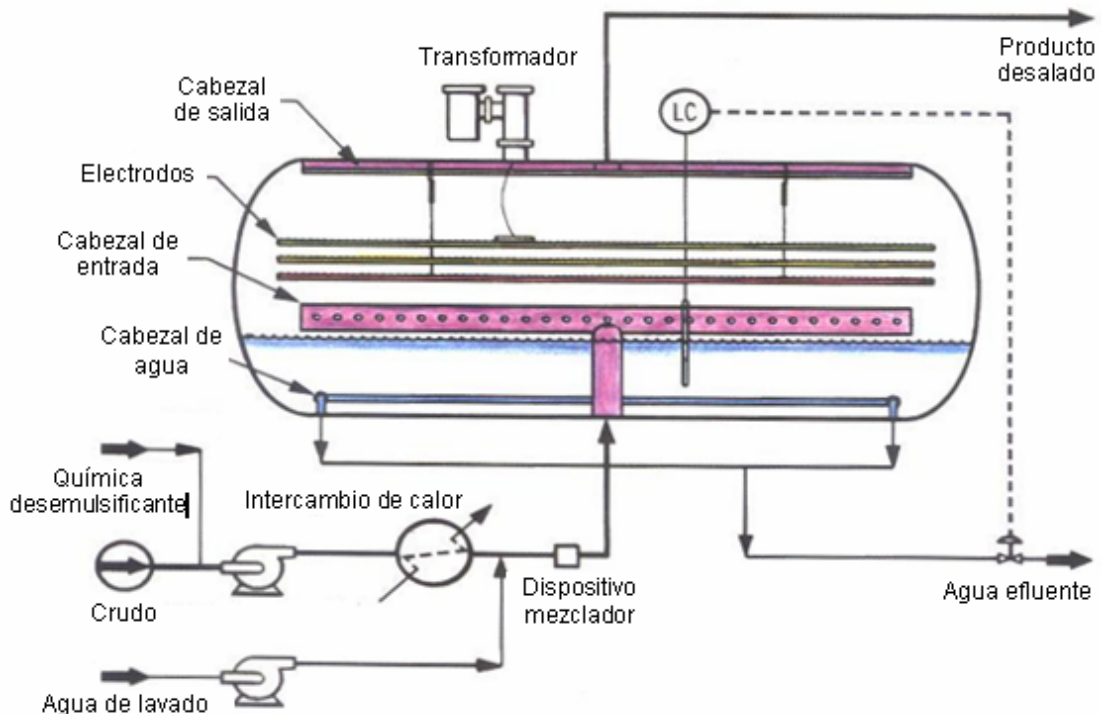


Figura 2.17 Deshidratador electrostático (Torres, 2009)

El proceso de desalación consiste en la remoción de las pequeñas cantidades de sales inorgánicas, que generalmente quedan disueltas en el agua remanente o en suspensión en forma de cristales en el crudo deshidratado, mediante la adición de una corriente de agua fresca (con bajo contenido de sales) a la corriente de crudo deshidratado. Posteriormente, se efectúa la separación de las fases agua y crudo, hasta alcanzar las especificaciones requeridas de contenido de agua y sales en el crudo. La cantidad de agua requerida en el proceso es una función de la (Guzmán y colaboradores, 1996):

- Salinidad del agua emulsionada.
- Cantidad de agua emulsionada.
- Salinidad del agua fresca.
- Eficiencia del mezclado.

- Especificación del contenido de sal en el crudo requerida o PTB.

El desalado en campo reduce la corrosión corriente abajo (bombeo, ductos, tanques de almacenamiento). Adicionalmente la salmuera producida puede ser adecuadamente tratada para que no cause daños a los equipos y sea inyectada al yacimiento, resolviendo un problema ambiental.

La figura 2.18 presenta un sistema combinado de tratamiento químico, térmico y electroestático, que involucra la deshidratación y desalación de crudos pesados y bitúmenes.

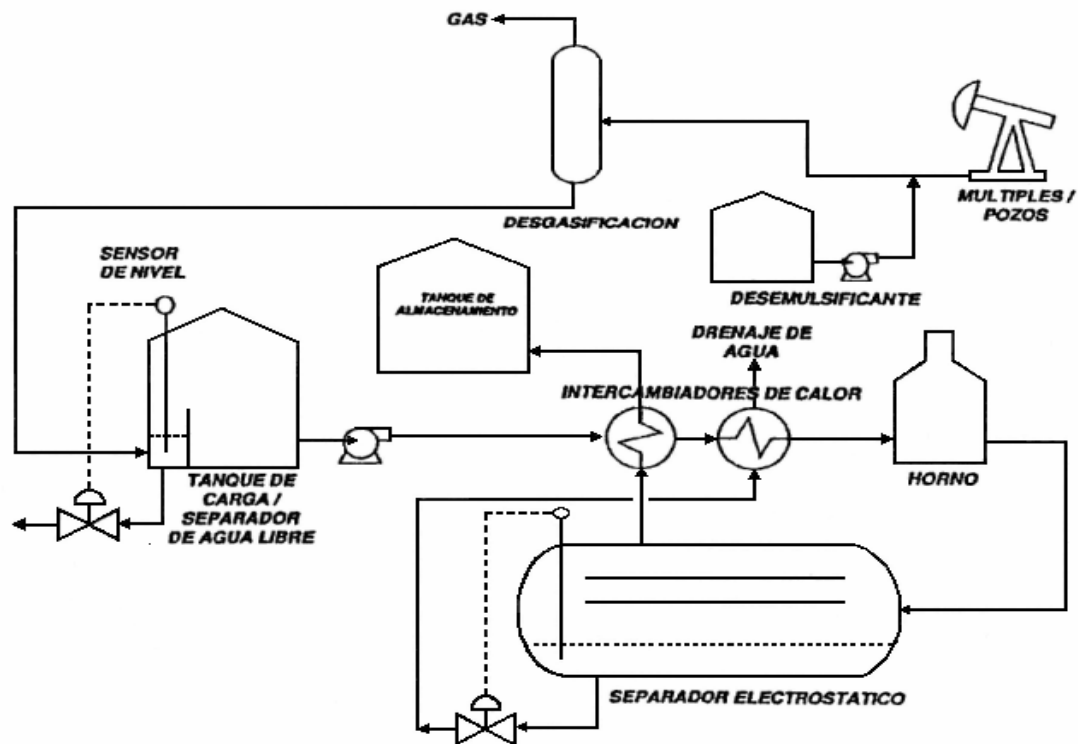


Figura 2.18 Esquema de sistema de deshidratación con separadores electroestáticos (Guzmán y colaboradores, 1996)

2.7.4.1 Separación electrostática

Cuando un líquido no conductor, como en el caso del crudo que contiene una fase dispersa de un líquido, como el agua, se somete a un campo electrostático, las partículas conductoras o gotas dispersas son obligadas a combinarse por la acción de tres fenómenos físicos:

- Las gotas se polarizan y tienden a alinearse con el campo eléctrico. Esto hace que los polos positivos y negativos generados en los extremos de las gotas se ubiquen adyacentes unos con otros, lo cual ocasiona su coalescencia.
- Las gotas son atraídas hacia los electrodos debido a una carga inducida.
- El campo eléctrico tiende a distorsionar las gotas, con un alargamiento de estas, lo que debilita la película de desemulsificante absorbida en la interfase agua/crudo.

▪ Parámetros de diseño de separadores electrostáticos

Para el diseño de los separadores electrostáticos se debe considerar una serie de parámetros básicos asociados a la acción del campo electrostático. Entre estos factores se cuentan:

- Temperatura de separación.
- Factor de carga (barriles de crudo tratado por día/área de rejilla electrostática).
- Voltaje o diferencia de potencial requerida por unidad de longitud de separación de rejillas.
- Factor de velocidad de sedimentación (el cual relaciona las propiedades físicas del crudo y el agua, y representan la fuerza impulsora de la separación gravitacional).

- El factor de carga, expresado en barriles por día/pie cuadrado de área de rejilla, define tanto el tiempo de retención del crudo como la velocidad de sedimentación de las gotas de agua.

Un aspecto básico en el diseño y operación del proceso de separación electroestática, es el de las características del fluido de alimentación, por lo cual se debe llevar un seguimiento de los parámetros de proceso y sus variables.

2.8 Almacenamiento de crudo

La temperatura máxima de una corriente de crudo enviada a almacenamiento se establece generalmente de acuerdo a criterios de seguridad, aspectos económicos o consideraciones especiales del proceso (PDVSA, 1995).

Para las corrientes pesadas cuya presión de vapor verdadera es difícil de determinar, la temperatura máxima de almacenaje debería ser el valor más bajo entre 28 °C (50 °F) por debajo del punto inicial de ebullición ASTM y 8 °C (15 °F) por debajo del punto de inflamación mínimo. Las corrientes no deberían enviarse a almacenaje a temperaturas superiores de 90 a 120 °C (200 a 250 °F). Si se opera en este rango de temperatura o por encima de él, el agua remanente en el tanque podría evaporarse ocasionando un derramamiento del tanque.

Con el objeto de alcanzar una temperatura óptima de almacenamiento, generalmente el crudo es sometido a un proceso de enfriamiento, para lo cual comúnmente se emplean *enfriadores de aire*, cuyos equipos suelen estar localizados inmediatamente después de un intercambiador de calor.

Los *enfriadores de aire* consisten de uno o más ventiladores de flujo axial, velocidades relativamente bajas y diámetros grandes, que forzan o inducen al aire a fluir a través de un banco de tubos, generalmente con

aletas. La configuración básica de una unidad es un banco de tubos aleteados montado sobre una estructura de acero con una cámara de pleno y un anillo vénturi, un motor y otros accesorios como persianas, guarda ventilador, alambrado e interruptores de vibración.

Estos equipos se utilizan con frecuencia en combinación con enfriadores de agua, cuando se requiere remover una gran cantidad de calor. En este caso los enfriadores de aire remueven primero la mayor parte del calor y el enfriamiento final se consigue con los de agua. Cuando se considere la instalación de enfriadores de aire, se debería tomar en cuenta el efecto que puedan tener las pérdidas de calor de los equipos circundantes, en la temperatura de entrada del aire.

2.8.1 Consideraciones especiales

La oportunidad para optimizar la temperatura de una corriente que va a almacenamiento es mayor para los productos intermedios. Sin embargo, se requieren consideraciones especiales para los casos siguientes:

- Corrientes que se almacenan antes de un proceso que requiere la refrigeración de la alimentación.
- Corrientes cuyas propiedades se degradan permanentemente a temperaturas altas de almacenamiento.
- Corrientes que se almacenan antes de ser mezcladas. Las temperaturas de almacenaje de estas corrientes deberían elegirse después de considerar las propiedades y la temperatura de la mezcla.

2.9 Programas de simulación

Existen en el mercado compañías dedicadas a la investigación y desarrollo en el área de transferencia de calor y el uso de la tecnología de

computación aplicada al desarrollo de programas para el diseño de intercambiadores de calor.

Entre estas compañías las más conocidas son Simulation Sciences con HEXTRAN, B-JAC International con B-JAC Software y Heat Transfer Research Institute con la serie de programas de HTRI.

Los programas de HTRI son el “estándar de facto” para diseño de intercambiadores de calor. Algunos de los cálculos que permiten estos programas son:

Programa/Cálculo	Diseño	Evaluación	Comentario
“ACE-2” / Evalúa el desempeño de enfriadores con aire geoméricamente especificados.	No	Si	Se usa información mecánica del equipo. Considera flujo bifásico por los tubos.
“CST-2” / Diseña condensadores de tubo y carcasa y evalúa el desempeño para aquellos geoméricamente especificados.	Si	Si	Se usa/produce información mecánica rigurosa del equipo. Considera líquido ebuliendo en los tubos.
“PHE-1” / Evalúa el desempeño de intercambiadores de placas geoméricamente especificados.	No	Si	Se usa información mecánica del equipo. Considera solamente fluidos monofásicos.
“RKH-3” / Diseña y evalúa rehervidores termosifones, marmita e incrustados en columnas, del tipo horizontal.	Si	Si	Se usa/produce información mecánica rigurosa del equipo. El fluido puede ser un condensando.
“RTF” / Diseña y evalúa rehervidores termosifones de flujo forzado con tubos verticales, rehervidores de flujo forzado con tubos horizontales y rehervidores de placa en espiral.	Si	Si	Se usa/produce información mecánica rigurosa del equipo. El fluido puede ser un condensando.

Programa/Cálculo	Diseño	Evaluación	Comentario
“ST-5” / Diseña intercambiadores de tubo y carcasa y evalúa el desempeño para aquellos geoméricamente especificados.	Si	Si	Se usa/produce información mecánica rigurosa del equipo. Considera el comportamiento de los fluidos, tan preciso como RKH y RTF.
“FH-0” / Simula el comportamiento de un horno existente, además de hacer cálculos de combustión con cualquier tipo de combustible.	-	Si	Útil para resolver problemas operativos, evaluar cambios y remodelación a hornos, etc.

Entre otros programas de simulación se encuentran los simuladores de procesos, los cuales son poderosas herramientas de cálculo en procesos industriales, con enormes bases de datos y un fuerte respaldo de bibliotecas para cálculo de equipos y bibliotecas de modelos para cálculos termodinámicos. Alguno de estos simuladores de procesos de propósitos generales son: Aspen Plus y Hysys (de Aspen Technology, USA), Pro/II (de Simulations Sciences, USA), Chemcad (de Chemstations, USA), etc. Aspen Plus, Pro/II y Chemcad son simuladores de proceso en estado estable y Hysys es útil para la simulación estable y dinámica (Martínez y colaboradores, 2000).

El Pro/II es uno de los programas de simulación de procesos en estado estacionario mas completo que existe en el mercado. Este se encarga de predecir el comportamiento de los diferentes equipos y propiedades de las corrientes luego de establecerse el estado estable en el sistema (Simulation Sciences, 1994).

Este programa soporta dos interfaces básicas; la primera se caracteriza por la definición de las instrucciones a la computadora por medio de un lenguaje de programa específico. La otra interfase que se usará para este

trabajo, es completamente gráfica, en la cual la definición del proceso se realiza por medio de diversos menús. Básicamente la interfase gráfica realiza una traducción de un dibujo al programa para realizar la simulación.

Los métodos de cálculo de Pro/II están basados en modelos matemáticos y ecuaciones de estado clásicas que describen los procesos químicos mediante el cálculo de temperaturas, presiones, composición y propiedades termodinámicas tales como entropías y entalpías. Para esto el programa analiza cada equipo por separado, estudiando las corrientes de entrada y salida, resolviendo balances de masa y energía mediante la resolución de sistemas de ecuaciones.

CAPÍTULO III

DESARROLLO DEL PROYECTO

La evaluación de las facilidades de superficie de Petrolera Sinovensa en el campo Morichal, tuvo como alcance el análisis de los principales equipos del sistema de tratamiento de crudo (separadores de producción, depurador, bota desgasificadora, tanques de almacenamiento, bombas de transferencia, intercambiadores de calor, hornos, deshidratadores electroestáticos y enfriadores de aire) para la cual se llevaron a cabo las siguientes etapas:

3.1 Identificación de las condiciones actuales de operación de la estación de flujo y la planta de deshidratación/desalación frente a la variabilidad de fluidos procesados y calidad del producto obtenido

Inicialmente se procedió a recaudar toda la información actualizada de la estación de flujo y de la planta de deshidratación/desalación referida a flujos procesados en función de los pozos productores, características y propiedades del crudo diluido (corte de agua, gravedad API y contenido de sal), lo cual fue suministrado por la Gerencia de Producción.

Por otro lado, se llevó un seguimiento de las variables de operación de cada uno de los equipos mediante el monitoreo continuo del sistema SCADA conjuntamente con las mediciones tomadas en campo que permitieran reproducir las condiciones actuales del proceso con modelos de simulación de procesos.

Dicha información se encuentra reportada desde las tablas 3.1 hasta la 3.7.

Tabla 3.1 Producción y características de crudo en la estación de flujo

Flujo volumétrico de gas (MMPCED)	18
Flujo volumétrico de CDH (BPD)	119.714
Contenido de agua (% volumen)	7,6
Gravedad API promedio a 60/60 °F	15
Contenido de sal (PTB)	289

Tabla 3.2 Producción y características de crudo en la planta de deshidratación/desalación

Flujo volumétrico de CDH (BPD)	110.000
Contenido de agua (% volumen)	0,8
Gravedad API promedio a 60/60 °F	15,6
Contenido de sal (PTB)	12
Punto de inflamación (°F)	120,66

Tabla 3.3 Temperaturas y presiones de los separadores crudo/gas y gas/crudo

Equipos	Temperatura (°F)		Presión (psig)	
	Entrada	Salida tope	Entrada	Salida tope
Separadores de producción	112	SM	50	SM
Depurador de gas	SM	109,5	SM	45,5
Bota desgasificadora	111,8	SM	SM	0,304

SM: sin medida por falta de instrumentación.

Tabla 3.4 Presión de descarga de las bombas de crudo

Equipos	Presión de descarga (psig)
Bombas de transferencia de CDH	157
Bombas de alimentación de CDH	442
Bombas de transferencia de CDS	150

Tabla 3.5 Temperaturas y presiones de los sistemas de precalentamiento y calentamiento de CDH y enfriamiento de CDS

Equipos			Temperatura (°F)		Presión (psig)	
			Entrada	Salida	Entrada	Salida
Intercambiadores de calor CDH/CDS	Tren C	Tubos	104	223	441	171
		Carcasa	275	141	150	104
	Tren D	Tubos	104	221	441	180
		Carcasa	275	151	150	103
Hornos de CDH	Tren C		SM	278	160	SM
	Tren D		SM	279	160	SM
Enfriadores de aire de CDS	Tren C		SM	124	SM	78
	Tren D		SM	117	SM	77

Tabla 3.6 Temperaturas, presiones y caudales de operación de los deshidratadores electroestáticos

Equipos		Temperatura (°F)		Presión (psig)		Caudal de crudo (gpm)	
		Etapa 1	Etapa 2	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 1	Etapa 2
Deshidratadores electroestáticos	Tren C	276	275	111	107	1.900	SM
	Tren D	276	275	107	105	1.800	SM

Tabla 3.7 Temperaturas de operación de los tanques de crudo

Equipos		Temperatura (°F)
Tanque de compensación de CDH		111
Tanques de alimentación de CDH	Tren C	104
	Tren D	104
Tanques de almacenamiento de CDS	Tren C	120
	Tren D	120

3.2 Obtención de los balances de materia y energía en los diferentes equipos a condiciones operacionales a partir de modelos de simulación de procesos

Los balances de masa y energía, así como las propiedades de las principales corrientes de proceso de la estación de flujo y de la planta de deshidratación/desalación fueron obtenidos a partir de la reproducción de las condiciones actuales de operación mediante el simulador de procesos Pro/II versión 8.1 de SIMSCI (Simulations Sciences), usando como modelo termodinámico la ecuación de estado de Soave Redlich Kwong (SRK).

En la simulación se abarcó el proceso desde la alimentación del fluido multifásico a los separadores de producción hasta el almacenaje del crudo diluido seco, de acuerdo a los perfiles de producción de crudo, agua y gas actuales.

Inicialmente para la representación de la corriente de alimentación a la estación de flujo, se consideró la recombinación de varias corrientes y la saturación de agua bajo los ajustes necesarios hasta obtener la mayor similitud a la producción de gas y crudo establecida en la tabla 3.1. En la figura 3.1 se muestra el diagrama de flujo de dicha corriente.

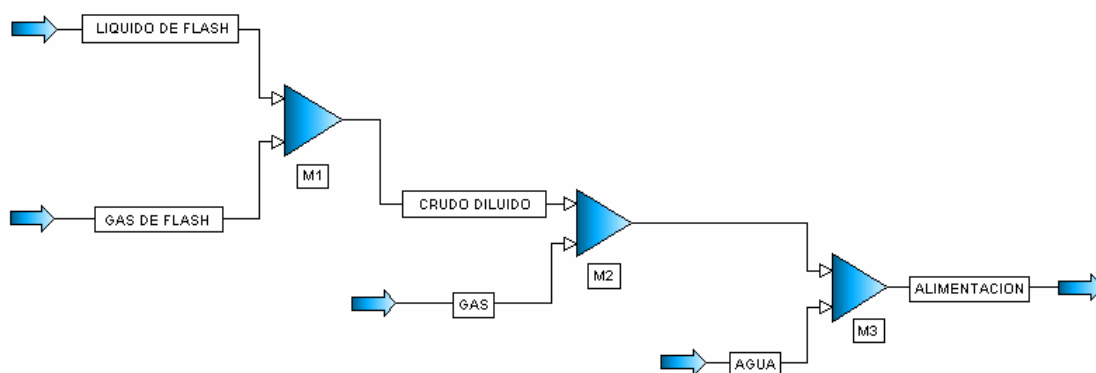


Figura 3.1 Diagrama de flujo de la corriente de alimentación a la estación de flujo

Para la caracterización del crudo diluido y del gas suministrada al simulador, se contó con la curva TBP (True boiling point) del crudo y la composición del gas de una muestra del líquido en los separadores de producción sometida a una separación flash hasta condiciones atmosféricas (14,7 psia y 60 °F), así como también con la composición de una muestra del gas en los mismos. Dichos datos se encuentran reportados en las tablas 3.8, 3.9 y 3.10.

Tabla 3.8 Curva TBP del líquido de flash de una muestra de líquido de los separadores de producción

Temperatura (°F)	Volumen (%)
156,0	1,40
208,9	3,47
258,1	6,52
303,1	9,87
345,0	13,69

Tabla 3.8 Curva TBP del líquido de flash de una muestra de líquido de los separadores de producción (continuación)

385,0	16,72
419,0	19,00
455,0	21,05
486,0	22,63
519,1	24,06
550,0	25,45
577,0	26,81
603,0	28,18
626,0	29,56
651,9	30,86
675,0	32,22
696,9	33,57
716,7	34,90
736,0	36,20
755,1	37,33

Tabla 3.9 Composición del gas de flash de una muestra de líquido de los separadores de producción

Componente	Composición de gas (% mol)
Nitrógeno	0,000
Dióxido de carbono	19,035
Sulfuro de hidrógeno	0,002
Metano	74,884
Etano	2,087
Propano	1,437
I-butano	0,220
N-butano	0,509
I-pentano	0,321
N-pentano	0,409

Tabla 3.9 Composición del gas de flash de una muestra de líquido de los separadores de producción (continuación)

N-hexano	0,445
M-C-pentano	0,089
Benceno	0,031
Ciclohexano	0,081
N-heptano	0,192
M-C-hexano	0,077
Tolueno	0,052
N-octano	0,072
E-benceno	0,007
M/P-xileno	0,005
O-xileno	0,013
N-nonano	0,029
pseudo C ₁₀ H ₂₂	0,003
pseudo C ₁₁ H ₂₄	0,000
C ₁₂ ⁺	0,000

Tabla 3.10 Composición de una muestra de gas de los separadores de producción

Componente	Composición de gas (% mol)
Nitrógeno	0,000
Dióxido de carbono	15,344
Sulfuro de hidrógeno	0,003
Metano	83,203
Etano	0,176
Propano	0,051
I-butano	0,018
N-butano	0,074
I-pentano	0,113
N-pentano	0,148

Tabla 3.10 Composición de una muestra de gas de los separadores de producción (continuación)

N-hexano	0,245
M-C-pentano	0,051
Benceno	0,006
Ciclohexano	0,054
N-heptano	0,188
M-C-hexano	0,053
Tolueno	0,066
N-octano	0,107
E-benceno	0,012
M/P-xileno	0,007
O-xileno	0,007
N-nonano	0,060
pseudo C ₁₀ H ₂₂	0,014
pseudo C ₁₁ H ₂₄	0,000
C ₁₂ ⁺	0,000

Las características resultantes de la línea de alimentación arrojadas por el simulador fueron las siguientes:

Tabla 3.11 Características de la corriente de alimentación a la estación de flujo

Flujo másico (lb/h)	1.693.930
Temperatura (°F)	112,14
Presión (psig)	50
Flujo volumétrico estándar de crudo (BPD)	108.854
Flujo volumétrico estándar de agua (BPD)	9.110
Flujo volumétrico de gas (PCED)	675.350

Cabe mencionar que adicionalmente a la mecánica seguida para obtener la reproducción de la corriente de alimentación, se usaron varios

artificios en la construcción de los diagramas de flujo de procesos de la estación de flujo y de la planta de deshidratación/desalación para obtener básicamente una mayor similitud de las variables operacionales.

En el modelo desarrollado para la estación de flujo, se definió particularmente un expansor a la entrada del depurador de gas, para generar no solo la caída de presión necesaria, sino también para alcanzar una temperatura más ajustable a la real.

De igual forma fueron instaladas válvulas, mezcladores (mixers) y divisores (splitters) en diferentes secciones del modelo de simulación general, con el fin de obtener las requeridas caídas de presión, unión y distribución de corrientes, respectivamente.

En cuanto a la alimentación a la estación de flujo, es de hacer notar que el flujo fue dividido de manera tal que cada separador de producción manejara una carga similar, a diferencia de los caudales definidos para cada tren de deshidratación/desalación, donde fueron tomados en cuenta los flujos reales manejados por cada uno de ellos como una condición relevante para la evaluación.

Con relación a los intercambiadores de calor de CDH/CDS, por cada tren de deshidratación/desalación existen 12 unidades en serie, sin embargo en el modelo de simulación desarrollado se presentó como un único dispositivo que engloba de forma rigurosa las características de los equipos.

Las bombas de crudo húmedo y de crudo seco también fueron representadas como un solo equipo, con el objeto de evaluar sus capacidades en conjunto.

En el caso de los hornos, estos equipos se simularon como calentadores simples, ya que para fines de este trabajo solo se estudiarán los flujos de calor y de materia manejados por los mismos.

Además es importante resaltar que para el desarrollo de los modelos de simulación, tanto de la estación de flujo como de la planta de

deshidratación/desalación no se consideraron pérdidas de calor, como premisa para la obtención del balance energético de dichos procesos.

Finalmente, de los balances de materia y energía calculados por el simulador, se obtuvieron las características físicas y flujos de cada corriente en particular, empleados para cálculos posteriores, cuya información se muestra en los anexos A.1 y A.2.

3.3 Cálculo de la máxima capacidad de las instalaciones existentes

3.3.1 Separadores de producción

La función de los separadores de producción horizontales es la de estabilizar el crudo diluido proveniente de las macollas eliminando el gas asociado. Para el cálculo de la capacidad de dichos equipos se tomaron en cuenta las siguientes premisas:

- Un nivel máximo de líquido de 60%, tal como se especifica en los criterios de diseño para un separador horizontal según el fabricante.
- Un tiempo mínimo de retención de líquido entre los niveles de control (nivel bajo y nivel alto) de 5 minutos debido al alto contenido de espuma en el crudo.
- El caudal de gas es calculado a partir de la máxima velocidad superficial del gas.

Los datos necesarios para los cálculos se presentan en la tabla 3.12

Tabla 3.12 Datos para el cálculo de las capacidades de un separador de producción

Densidad del líquido a condiciones de operación (lb/pie ³)	58,7345
Densidad del gas a condiciones de operación (lb/pie ³)	0,2273
Densidad del líquido a condiciones estándar (lb/pie ³)	59,89042
Densidad del gas a condiciones estándar (lb/pie ³)	0,05636
Diámetro interno (pie)	12
Longitud de tangente a tangente (pie)	42,5
Nivel alto de líquido (pie)	5,75
Nivel bajo de líquido (pie)	2,5

Para el cálculo de la capacidad de líquido de un separador se tomó como parámetro el volumen de líquido retenido entre los niveles de control en función del tiempo de retención mínimo lo cual se ajustó a la siguiente expresión (PDVSA, 2005):

$$Q_L = \frac{1.440 \times V_{NBL-NAL} \times \rho_{LCO}}{5,61 \times t_{r_{NBL-NAL}} \times \rho_{LCE}} \quad (\text{Ec. 3.1})$$

Donde:

Q_L : caudal máximo de líquido estándar (BPD).

$V_{NBL-NAL}$: volumen de líquido entre el nivel bajo y el nivel alto (pie³).

$t_{r_{NBL-NAL}}$: tiempo mínimo de retención de líquido entre el nivel bajo y el nivel alto (min).

ρ_{LCO} : densidad del líquido a condiciones de operación (lb/pie³).

ρ_{LCE} : densidad del líquido a condiciones estándar (lb/pie³).

Para obtener el $V_{NBL-NAL}$, se hizo uso de las relaciones de longitudes de cuerda y áreas de las secciones circulares en función de las alturas de cuerdas y se procedió tal como se muestra a continuación (PDVSA, 2005):

$$R_{fon-NAL}^* = \frac{h_{L_{fon-NAL}}}{D} \quad (\text{Ec. 3.2})$$

Donde:

$R_{fon-NAL}^*$: relación de la altura del líquido desde el fondo del separador hasta el nivel alto de líquido y el diámetro (adimensional).

$h_{L_{fon-NAL}}$: altura del líquido desde el fondo del separador hasta el nivel alto de líquido (pie).

D : diámetro interno del envase (pie).

Con $R_{fon-NAL}^*$ se obtiene el valor correspondiente de $A_{fon-NAL}^*$ utilizando la tabla 5 (ver anexo B.1).

Luego:

$$A_{fon-NAL} = \frac{A_{fon-NAL}^* \times \pi \times D^2}{4} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

Donde:

$A_{fon-NAL}$: área de flujo correspondiente al líquido desde el fondo del separador hasta el nivel alto de líquido (pie²).

$A_{fon-NAL}^*$: área fraccional de la sección transversal del separador (adimensional).

De igual forma se desarrolló la siguiente expresión (PDVSA, 2005):

$$R_{fon-NBL}^* = \frac{h_{L_{fon-NBL}}}{D} \quad (\text{Ec. 3.4})$$

Donde:

$R_{fon-NBL}^*$: relación de la altura del líquido desde el fondo del separador hasta el nivel bajo de líquido y el diámetro (adimensional).

$h_{L_{fon-NBL}}$: altura del líquido desde el fondo del separador hasta el nivel bajo de líquido (pie).

Con $R_{fon-NBL}^*$ se obtiene el valor correspondiente de $A_{fon-NBL}^*$ utilizando la tabla 5 (ver anexo B.1).

$$A_{fon-NBL} = \frac{A_{fon-NBL}^* \times \pi \times D^2}{4} \quad (\text{Ec. 3.5})$$

Donde:

$A_{fon-NBL}$: área de flujo correspondiente al líquido desde el fondo del separador hasta el nivel bajo de líquido (pie²).

$A_{fon-NBL}^*$: área fraccional de la sección transversal del separador (adimensional).

Entonces, según la ecuación 3.6 (PDVSA, 2005):

$$V_{NBL-NAL} = (A_{fon-NAL} - A_{fon-NBL}) \times L_{T-T} \quad (\text{Ec. 3.6})$$

Donde:

L_{T-T} : longitud de tangente a tangente del envase (pie).

Reemplazando los valores de las variables en la ecuación 3.6 reportados en la tabla 4.1, el $V_{NBL-NAL}$ calculado fue de 1.552,06 pie³, cuyo resultado fue sustituido conjuntamente con los datos correspondientes de la tabla 3.12 en la ecuación 3.1 obteniéndose un Q_L de 78,14 MBPD.

Para la determinación de la máxima capacidad de gas de un separador se estableció como limitante la máxima velocidad superficial permitida del gas a condiciones de operación, para que no exista arrastre de líquido en la fase gaseosa. Dicho parámetro se calculó mediante una modificación de la ley de Stokes, la cual se define como (JANTESA, 2004):

$$V_G = K \sqrt{\frac{\rho_{Lco} - \rho_{Gco}}{\rho_{Gco}}} \quad (\text{Ec. 3.7})$$

Donde:

V_G : velocidad superficial máxima permitida del gas (pie/s).

ρ_{Gco} : densidad del gas a condiciones de operación (lb/pie³).

K : constante que depende de las condiciones de operación (0,048).

Los datos de la tabla 3.12 correspondientes a las propiedades del gas se sustituyeron en la ecuación 3.7 y se obtuvo un V_G de 0,77 pie/s.

Luego se procedió a calcular el área transversal o área de flujo de gas bajo el siguiente procedimiento matemático:

$$h_G = \left(1 - \frac{I}{100}\right) \times D \quad (\text{Ec. 3.8})$$

Donde:

h_G : altura requerida para el flujo de gas (pie).

l : máximo nivel de líquido en el separador (%).

A partir de esto y mediante la siguiente ecuación se tiene que (PDVSA, 2005):

$$R_G^* = \frac{h_G}{D} \quad (\text{Ec. 3.9})$$

Donde:

R_G^* : relación de la altura del flujo de gas y el diámetro (adimensional).

Con R_G^* resultante se obtiene un valor de A_G^* en la tabla 5 (ver anexo B.1). Entonces:

$$A_G = \frac{A_G^* \times \pi \times D^2}{4} \quad (\text{Ec. 3.10})$$

Donde:

A_G : área de flujo correspondiente al gas (pie²).

A_G^* : área fraccional de la sección transversal del separador (adimensional).

Luego se calculó el máximo caudal de gas de un separador, haciendo uso de la siguiente ecuación (PDVSA, 2005):

$$Q_G = \frac{86.400 \times V_G \times A_G \times \rho_{G_{CO}}}{\rho_{G_{CE}}} \quad (\text{Ec. 3.11})$$

Donde:

Q_G : caudal máximo de gas (PCED).

$\rho_{G_{CE}}$: densidad del gas a condiciones estándar (lb/pie³).

Una vez sustituido el A_G^* de la tabla 4.1 y el D de la tabla 3.12 en la ecuación 3.10 se obtuvo un valor de A_G de 42,3 pie². El A_G , el V_G y las propiedades del gas reportadas en la tabla 3.12 se introdujeron en la ecuación 3.11 resultando un Q_G de 11,35 MMPCED.

Los resultados de las variables calculadas se presentan en las tablas 4.1 y 4.6.

3.3.2 Depurador de gas

Las premisas consideradas para calcular las capacidades de líquido y gas del depurador vertical fueron las siguientes:

- Una altura entre los niveles de control de 1,5 pie tal como se especifica en el diseño.
- Un tiempo mínimo de retención de líquido entre los niveles de control de 3 minutos.
- El caudal de gas es calculado a partir de la máxima velocidad superficial del gas.

Así mismo, los datos empleados para dichos cálculos se encuentran reportados en la tabla 3.13.

Tabla 3.13 Datos para el cálculo de las capacidades del depurador de gas

Densidad del líquido a condiciones de operación (lb/pie ³)	61,8615
Densidad del gas a condiciones de operación (lb/pie ³)	0,2124
Densidad del líquido a condiciones estándar (lb/pie ³)	62,33832
Densidad del gas a condiciones estándar (lb/pie ³)	0,05636
Flujo másico de líquido (lb/h)	2,52
Flujo másico de gas (lb/h)	41.156
Diámetro interno (pie)	5

La capacidad de líquido del depurador se determinó por medio de la ecuación 3.1, para lo cual se calculó el $V_{NBL-NAL}$ mediante la siguiente expresión (PDVSA, 2005):

$$V_{NBL-NAL} = \frac{\pi \times D^2 \times h_{NBL-NAL}}{4} \quad (\text{Ec. 3.12})$$

Donde:

$h_{NBL-NAL}$: altura entre el nivel bajo de líquido y el nivel alto de líquido (pie).

Sustituyendo el D de la tabla 3.13 y el $h_{NBL-NAL}$ según las premisas en la ecuación 3.12 se obtuvo un valor de $V_{NBL-NAL}$ de 29,45 pie³, el cual a su vez se usó en la ecuación 3.1 junto con los demás datos de la tabla 3.13 dando como resultado un Q_L de 2,50 MBPD.

En cuanto a la capacidad de gas, esta se calculó partiendo de la ecuación 3.7. Sin embargo, el valor de K se obtuvo de la tabla 6 (ver anexo B.2) según la relación entre los flujos máscicos de líquido y gas asociados.

Luego se determinó el área transversal del gas (Martínez, 1994):

$$A_G = \frac{\pi \times D^2}{4} \quad (\text{Ec. 3.13})$$

Reemplazando el V_G y el A_G presentados en la tabla 4.2, cuyos valores fueron de 5,96 pie/s y 19,64 pie², respectivamente, junto con las densidades del gas de la tabla 3.13, finalmente se calculó el caudal máximo de gas usando la ecuación 3.11 el cual resultó ser de 38,12 MMPCED. Los valores calculados de las variables se reportan en las tablas 4.2 y 4.6.

3.3.3 Bota desgasificadora

Al igual que el caso del depurador de gas, la metodología usada en la determinación de la capacidad volumétrica en cuanto a líquido y gas de la bota desgasificadora fue la de un separador vertical, para lo cual se tomó en cuenta las siguientes premisas:

- Un nivel máximo de líquido de 15 pie por encima de la línea tangente inferior.
- Un tiempo de residencia de 1,5 minutos
- El caudal de gas es calculado a partir de la máxima velocidad superficial del gas.

Tabla 3.14 Datos para el cálculo de las capacidades de la bota desgasificadora

Densidad del líquido a condiciones de operación (lb/pie ³)	58,7986
Densidad del gas a condiciones de operación (lb/pie ³)	0,0656
Densidad del líquido a condiciones estándar (lb/pie ³)	59,96994
Densidad del gas a condiciones estándar (lb/pie ³)	0,07054
Flujo másico de líquido (lb/h)	1.650.511
Flujo másico de gas (lb/h)	2.262
Diámetro interno (pie)	5

Siguiendo el mismo criterio anterior para determinar la capacidad de líquido del equipo se tiene que:

$$Q_L = \frac{1.440 \times V_{L_{m\acute{a}x}} \times \rho_{L_{CO}}}{5,61 \times t_r \times \rho_{L_{CE}}} \quad (\text{Ec. 3.14})$$

Donde:

$V_{L_{m\acute{a}x}}$: volumen máximo de líquido en la bota desgasificadora (pie³).

t_r : tiempo de residencia del líquido (min).

El $V_{L_{m\acute{a}x}}$ está expresado por lo siguiente (PDVSA, 2005):

$$V_{L_{m\acute{a}x}} = \frac{\pi \times D^2 \times h_{L_{m\acute{a}x}}}{4} \quad (\text{Ec. 3.15})$$

Donde:

$h_{L_{m\acute{a}x}}$: altura máxima de líquido por encima de la línea tangente inferior (pie).

Entonces sustituyendo en la ecuación 3.14 el $V_{L_{m\acute{a}x}}$ cuyo valor fue de 294,52 pie³, las densidades del líquido reflejadas en la tabla 3.14 y el t_r definido en las premisas se obtuvo un Q_L de 49,42 MBPD.

Con respecto al cálculo de la capacidad de gas se siguió el mismo procedimiento empleado para el depurador de gas y usando los datos de las tablas 3.14 y 4.3, el Q_G calculado fue de 9,44 MMPCED. Los valores de todas las variables calculadas se presentan en las tablas 4.3 y 4.6.

3.3.4 Tanques de crudo

Las máximas capacidades establecidas para los tanques de almacenamiento de crudo fueron tomadas de las placas y hojas de datos de diseño de dichos equipos, los cuales se especifican en las tablas 4.6 y 4.7.

3.3.5 Bombas de crudo

Puesto que este trabajo no contempla un estudio hidráulico del sistema, la capacidad máxima establecida para las bombas de crudo fueron las especificadas en las placas y hojas de datos de diseño.

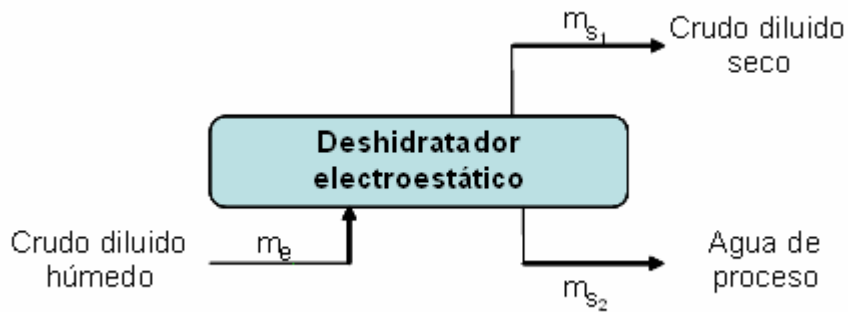
3.3.6 Intercambiadores de calor de CDH/CDS

En vista de que las corrientes de crudo involucradas en el sistema de precalentamiento y subsiguientes etapas de tratamiento, fueron previamente sometidas a un proceso de separación crudo-gas, se considera que el gas asociado al crudo diluido es retirado en su totalidad, por lo cual la capacidad máxima para el caso de los intercambiadores de calor, establecida como el calor de intercambio entre el CDH y el CDS, estuvo referida solo al manejo de líquidos.

Para obtener este parámetro, se hizo empleo del simulador HTRI versión 5.0, principalmente bajo un proceso de variación de los flujos másicos de alimentación del CDH a los intercambiadores (corriente correspondiente al lado tubo), hasta llegar a un flujo máximo limitado por las caídas de presión permisibles para el lado tubo y lado carcasa, sin exceder el área de transferencia de calor instalada, según el modelaje riguroso de las características de construcción especificadas en la hoja de datos de dichos equipos (ver anexo E.8).

Adicionalmente a esto, se realizó el cálculo manual del flujo de CDS por la carcasa relacionado al flujo de CDH asumido, mediante el desarrollo de balances de masa en los deshidratadores electroestáticos como etapa de control, en función de macrocomponentes (crudo diluido y agua), considerando las mismas condiciones actuales entregadas por dichos equipos en cuanto a calidad del producto (esencialmente contenido de agua). Además se tomó como premisa un contenido de hidrocarburos máximo en el agua de producción para inyección a pozos de 500 ppm (partes por millón), según lo establecido en la norma PDVSA N° 90622.1.001 de la “guía de seguridad en diseño”.

Para ejemplificar los cálculos se seleccionó como volumen de control un deshidratador electrostático:



- Balance total

$$m_e = m_{s_1} + m_{s_2} \quad (\text{Ec. 3.16})$$

Donde:

m_e : flujo másico de entrada (lb/h).

m_{s_1} : flujo másico de salida 1 (lb/h).

m_{s_2} : flujo másico de salida 2 (lb/h).

- Balance de agua

$$m_{e_{\text{agua}}} = m_{s_{1\text{agua}}} + m_{s_{2\text{agua}}} \quad (\text{Ec. 3.17})$$

Donde:

$m_{e_{\text{agua}}}$: flujo másico de entrada de agua (lb/h).

$m_{s_{1\text{agua}}}$: flujo másico de salida de agua 1 (lb/h).

$m_{s_{2\text{agua}}}$: flujo másico de salida de agua 2 (lb/h).

Los flujos másicos de agua de las diferentes corrientes involucradas fueron obtenidos por medio de las siguientes expresiones:

- Masa de entrada de agua:

$$m_{e_{\text{agua}}} = m_e \times X_{e_{\text{agua}}} \times \frac{\rho_{m_{e_{\text{agua}}}}}{\rho_{m_e}} \quad (\text{Ec. 3.18})$$

Donde:

$X_{e_{\text{agua}}}$: fracción volumétrica de agua en el flujo de entrada.

ρ_{m_e} : densidad del flujo total de entrada (lb/pie³).

$\rho_{m_{e_{\text{agua}}}}$: densidad del agua en el flujo de entrada (lb/pie³).

- Masa de salida de agua 1:

$$m_{s_{1\text{agua}}} = m_{s_1} \times X_{s_{1\text{agua}}} \times \frac{\rho_{m_{s_{1\text{agua}}}}}{\rho_{m_{s_1}}} \quad (\text{Ec. 3.19})$$

Donde:

$X_{s_{1\text{agua}}}$: fracción volumétrica de agua en el flujo de salida 1.

$\rho_{m_{s_1}}$: densidad del flujo total de salida 1 (lb/pie³).

$\rho_{m_{s_{1\text{agua}}}}$: densidad del agua en el flujo de salida 1 (lb/pie³).

- Masa de salida de agua 2:

$$m_{s_{2\text{agua}}} = m_{s_2} \times \left(1 - \frac{X_{s_{2\text{hidroc}}}}{10^6} \right) \times \frac{\rho_{m_{s_{2\text{agua}}}}}{\rho_{m_{s_2}}} \quad (\text{Ec. 3.20})$$

Donde:

$X_{s2hidroc}$: fracción volumétrica de hidrocarburos en el flujo de salida 2 (ppm).

$\rho_{m_{s2}}$: densidad del flujo total de salida 2 (lb/pie³).

$\rho_{m_{s2agua}}$: densidad del agua en el flujo de salida 2 (lb/pie³).

Los datos empleados para la resolución de los balances de masa se muestran a continuación:

Tabla 3.15 Datos para el cálculo de los flujos másicos en los deshidratadores electroestáticos

Fracción volumétrica de agua en el flujo de entrada	0,076
Densidad del flujo total de entrada (lb/pie ³)	55,1271
Densidad del agua en el flujo de entrada (lb/pie ³)	58,0564
Fracción volumétrica de agua en el flujo de salida 1	0,008
Densidad del flujo total de salida 1 (lb/pie ³)	54,8895
Densidad del agua en el flujo de salida 1 (lb/pie ³)	58,0867
Fracción volumétrica de hidrocarburos en el flujo de salida 2 (ppm)	500
Densidad del flujo total de salida 2 (lb/pie ³)	58,0564
Densidad del agua en el flujo de salida 2 (lb/pie ³)	58,0564

Entonces, sustituyendo las ecuaciones 3.18, 3.19 y 3.20 en la ecuación 3.17 y usando los datos de la tabla 3.15 se reordenó el balance de agua en función de los flujos másicos totales, tal como:

$$0,08 \times m_e = 8,466 \cdot 10^{-3} \times m_{s1} + 0,9995 \times m_{s2} \quad (\text{Ec. 3.21})$$

Asumiendo un valor de m_e y resolviendo el sistema de ecuación conformado por las expresiones 3.16 y 3.21 se calculó m_{s_1} y m_{s_2} , de lo cual se emplearon los valores resultantes de m_e y m_{s_1} para cuantificar los flujos por el lado tubo (frío) y lado carcasa (caliente) en el simulador, respectivamente.

Por otra parte, fue necesario introducir al simulador las características de las corrientes de CDH y CDS (conductividad térmica, densidad, capacidad calorífica y viscosidad) a tres temperaturas diferentes, las cuales fueron tomadas del modelo de simulación con Pro/II de la planta de deshidratación/desalación (ver anexo C.1). Sin embargo las viscosidades arrojadas por el Pro/II no resultaron ser las más adecuadas para el tipo de crudo manejado, por lo cual se procedió a calcularlas a partir de la siguiente ecuación ajustada para crudos muertos o libres de gas (Trijana, Schmidt, 1991):

$$\mu_{od} = 16 \times 10^8 \times T^{-2,8177} \times (\log(^{\circ}API))^{5,7526 \times \log(T) - 26,9718} \quad (\text{Ec. 3.22})$$

Donde:

μ_{od} : viscosidad del crudo muerto (cP).

T : temperatura del crudo (°F).

$^{\circ}API$: gravedad API del crudo en tanque a 60 °F.

Los resultados de los cálculos se muestran en las tablas 4.4, 4.7 y 9 (ver anexo C.1).

3.3.7 Hornos de CDH

Al igual que los intercambiadores de calor de CDH/CDS, la capacidad de los hornos estuvo referida al máximo calor transferible al crudo, lo cual fue

definido como el calor suministrado por el gas combustible considerando las pérdidas de calor insignificantes. Los datos empleados fueron los siguientes:

Tabla 3.16 Datos para el cálculo de la capacidad térmica de los hornos

Consumo promedio de gas combustible (PCED)	1.205.660,50
Valor calorífico bajo del gas combustible (Btu/PCE)	893,5

Entonces para el cálculo de la capacidad térmica máxima por cada horno, se procedió como sigue (Ugueto, Rodríguez, 1993):

$$Q_{gc} = \frac{m_{gc} \times LHV}{24} \quad (\text{Ec. 3.23})$$

Donde:

Q_{gc} : calor suministrado por el gas combustible (Btu/h).

m_{gc} : flujo volumétrico estándar de gas combustible (PCED).

LHV : valor calorífico bajo del gas combustible (Btu/PCE).

Sustituyendo los valores de m_{gc} y LHV de la tabla 3.16 en la ecuación 3.23, se obtuvo como resultado un Q_{gc} de 44,89 MM Btu/h.

3.3.8Deshidratadores electroestáticos

La determinación de la capacidad de los deshidratadores electroestáticos estuvo sujeta a un método sencillo de cálculo, el cual está basado en el área de rejilla disponible, en vista de que las técnicas rigurosas de diseño de estos equipos dependen del criterio propio del fabricante.

Tabla 3.17 Datos para el cálculo de la capacidad de un deshidratador electroestático

Densidad del líquido a condiciones de operación (lb/pie ³)/(kg/m ³)	55,1271/883,0514
Densidad del líquido a condiciones estándar (lb/pie ³)	59,9704
Diámetro interno (pie)	12
Longitud de tangente a tangente (pie)	68
Espacio entre rejilla y envase (pie)	0,75

Para ello, el área de rejilla se calculó por medio de la siguiente ecuación (Manning, Thompson, 1991):

$$A_r = (D - 2 \times ER) \times L_{T-T} \times (0,3048)^2 \quad (\text{Ec.3.24})$$

Donde:

A_r : área de rejilla (m²).

ER : espacio entre rejilla y envase (pie).

Con la densidad del crudo a condiciones de operación se obtiene un valor de ϕ_o mediante la figura 4 (ver anexo B.3).

A partir de la ecuación 3.25 se define que (Shell, 1989):

$$q_o = \frac{24 \times A_r \times \phi_o}{(0,3048)^3} \quad (\text{Ec. 3.25})$$

Donde:

q_o : flujo neto de crudo (pie³/día).

ϕ_o : carga óptima (m/h).

Los valores calculados de A_r y ϕ_o presentados en la tabla 4.5 fueron introducidos en la ecuación 3.25 con lo cual resultó un q_o de 410.410,87 pie³/día.

Y luego se calculó el q_B con la expresión:

$$q_B = \frac{q_o \times \rho_{LCO}}{5,61 \times \left(1 - \frac{\%A}{100}\right) \times \rho_{LCE}} \quad (\text{Ec. 3.26})$$

Donde:

q_B : caudal bruto estándar de crudo (BPD).

$\%A$: contenido de agua en el crudo (% volumen).

Entonces usando la información de la tabla 3.17 y el valor calculado de q_o para la resolución de la ecuación 3.26 se obtuvo un q_B de 72,71 MBPD.

Los resultados están reportados en las tablas 4.5 y 4.7.

3.3.9 Enfriadores de aire de CDS

Para obtener la capacidad máxima de enfriamiento de líquido a manejar por los enfriadores de aire, se usó el simulador HTRI versión 5.0 y se tomó como parámetro la temperatura del CDS a almacenar, la cual debe ser 8 °C por debajo del punto de inflamación, como temperatura máxima según la tabla N° 1 de la norma PDVSA IR-M-03 en el punto 1.d, para tanques de techo cónico, donde es almacenado combustible clase III, tal como es el caso del crudo diluido.

Partiendo de este criterio para fijar la temperatura en el simulador a la salida de los tubos (fluido caliente) y establecida todas las propiedades y características termodinámicas de las corrientes de CDS y aire (ver anexo

C.2 y D.2), conjuntamente con las de infraestructura de los equipos según diseño (ver anexo E.12), se llevó a cabo un proceso de iteraciones con el flujo másico de alimentación de CDS, hasta que el área de transferencia de calor calculada por el simulador fuera igual al área total instalada, manteniendo la caída de presión para el lado tubo especificada en la hoja de datos dentro de los límites permisibles.

Con respecto a las características de la corriente de CDS requeridas por el simulador a tres temperaturas distintas, tal como se mencionó en la sección 3.3.6 para los intercambiadores de calor, fueron tomadas del modelo de simulación con Pro/II a excepción de las viscosidades las cuales se determinaron mediante la ecuación 3.22.

Los resultados se encuentran reportados en las tablas 4.7 y 12 (ver anexo C.2).

3.4 Estimación de la flexibilidad del sistema de tratamiento de crudo en cuanto al manejo de caudales

Una vez obtenidas las capacidades máximas de cada uno de los equipos según la filosofía de operación actual, se realizó la evaluación de los mismos con el fin de determinar la flexibilidad de operación de los equipos con respecto a la capacidad de procesamiento, bajo las mismas especificaciones en cuanto a contenido de agua de la corriente de alimentación y del producto final, a partir de una comparación con las capacidades nominales, que permitiera identificar a su vez las restricciones de capacidad del sistema de tratamiento de crudo.

Sin embargo, para el caso de los tanques de alimentación y almacenamiento de crudo, se tomó como parámetro de evaluación al tiempo de contingencia que permita garantizar la continuidad operacional del sistema de tratamiento. Para ello, se realizaron los cálculos correspondientes

a la cantidad de equipos disponibles usando los datos de la tabla 3.18 mediante la siguiente ecuación:

$$t = \frac{24 \times V_n}{Q_a} \quad (\text{Ec. 3.27})$$

Donde:

t : tiempo de contingencia (h).

V_n : capacidad nominal (bbl).

Q_a : caudal actual de crudo (BPD).

Tabla 3.18 Datos para el cálculo del tiempo de contingencia de los tanques de crudo

Equipos	Capacidad nominal total (bbl)	Caudal actual total (BPD)
Tanque de compensación de CDH	7.272	119.990
Tanque de alimentación de CDH	161.288	117.628
Tanque de almacenamiento de CDS	548.866	110.271

Los resultados se muestran en la tabla 4.14.

Con respecto a las bombas de transferencia de crudo, el criterio de evaluación para determinar la flexibilidad de operación de las mismas consistió básicamente en comparar la capacidad nominal de cada equipo y el caudal actual manejado.

Por otra parte, es de mencionar que adicionalmente a la determinación de la flexibilidad de procesamiento de los principales equipos, parte de la evaluación para las instalaciones de la estación de flujo estuvo definida por la

estimación de la velocidad de mezcla en las boquillas de entrada de los equipos de separación crudo/gas y gas/crudo respectivos (separadores de producción, depurador de gas y bota desgasificadora) a condiciones de flujo máximo, en vista del considerable manejo de gas en dicha área, que pudiera ser causante de arrastre desde la superficie del líquido.

Para el caso de los separadores de producción, la velocidad real de la mezcla fue calculada por la expresión (PDVSA, 2005):

$$V_s = \frac{F_{20} \times 4 \times Q_M}{\pi \times dp^2} \quad (\text{Ec. 3.28})$$

Donde:

V_s : velocidad superficial de la mezcla en la tubería de entrada (pie/s).

F_{20} : factor que depende de las unidades usadas (144).

Q_M : flujo de mezcla por la boquilla de entrada (pie³/s).

dp : diámetro de la boquilla de entrada (pulg).

El Q_M se calculó bajo el siguiente procedimiento usando los datos de las tablas 3.12 y 4.6:

$$m_L = \frac{5,61 \times Q_L \times \rho_{LCE}}{86.400} \quad (\text{Ec. 3.29})$$

Donde:

m_L : flujo másico de líquido (lb/s).

$$m_G = \frac{Q_G \times \rho_{GCE}}{86.400} \quad (\text{Ec. 3.30})$$

Donde:

m_G : flujo másico de gas (lb/s).

$$m_M = m_L + m_G \quad (\text{Ec. 3.31})$$

Donde:

m_M : flujo másico de la mezcla (lb/s).

Entonces:

$$Q_M = \frac{m_M}{\rho_{MCO}} \quad (\text{Ec. 3.32})$$

Donde:

ρ_{MCO} : densidad de la mezcla a condiciones de operación (lb/pie³).

La ρ_{MCO} se obtuvo a partir de la ecuación 3.33:

$$\rho_{MCO} = X_L \times \rho_{LCO} + X_G \times \rho_{GCO} \quad (\text{Ec. 3.33})$$

Donde:

X_L : fracción másica de líquido en la mezcla.

X_G : fracción másica de gas en la mezcla.

Sabiendo que:

$$X_L = \frac{m_L}{m_M} \quad (\text{Ec. 3.34})$$

$$X_G = \frac{m_G}{m_M} \quad (\text{Ec. 3.35})$$

Sustituyendo los valores de m_M y ρ_{Mco} de la tabla 4.1 en la ecuación 3.32 se obtuvo un Q_M igual a 5,43 pie³/s, cuyo valor se introdujo en la ecuación 3.28 junto con el dp presentado en la tabla 3.19 resultando una v_s de 1,73 pie/s.

Como medida de comparación para la v_s calculada se determinó la máxima velocidad permisible para la mezcla a partir de la ecuación 3.36 (PDVSA, 2005) correspondiente a boquillas de entrada de separadores horizontales con codo de 90°, tal como es el caso de los separadores de producción.

$$V_E = \frac{F_2 \times \sigma}{f \times \mu_{Gco} \left(\frac{\rho_{Gco}}{\rho_{Lco}} \right)^{0,5}} \quad (\text{Ec. 3.36})$$

Donde:

V_E : velocidad máxima de la mezcla en la boquilla de entrada, tal que no ocurra arrastre en la superficie del líquido (pie/s).

F_2 : factor que depende de las unidades usadas (5,3 x10⁻⁴).

σ : tensión superficial del líquido a condiciones de operación (mN/m).

f : factor de disipación de la velocidad del chorro. Como se muestra en la figura 5 (ver anexo B.4), es una función de la distancia X (la cual es la distancia entre la boquilla de entrada y la superficie de choque) y del diámetro de la boquilla de entrada (adimensional).

μ_{Gco} : viscosidad del gas a condiciones de operación (cP).

Cabe destacar que para obtener f se tomó como premisa una distancia mínima entre la boquilla de entrada y la placa deflectora igual al diámetro de la boquilla de entrada.

Los datos adicionales para el desarrollo de los cálculos se muestran a continuación:

Tabla 3.19 Datos adicionales para el cálculo de la velocidad real y máxima de la mezcla en la boquilla de entrada de los separadores de producción

Diámetro de la boquilla de entrada (pulg)	24
Tensión superficial del líquido a condiciones de operación (mN/m)	54,7
Viscosidad del gas a condiciones de operación (cP)	0,01253

Entonces reemplazando las variables de la ecuación 3.36 con la información de las tablas 3.12, 3.19 y 4.1, la V_E resultante fue de 39,57 pie/s.

Los resultados están reportados en las tablas 4.1 y 4.11.

En relación al depurador de gas, la velocidad real de la mezcla fue estimada bajo el mismo procedimiento seguido para los separadores de producción, para un diámetro de boquilla de entrada de 16 pulg y a partir de los datos de las tablas 3.13 y 4.6 la cual resultó ser de 1,39 pie/s, sin embargo, teniendo en cuenta que la alimentación al depurador es predominantemente gas, se tomó como parámetro de velocidad máxima

permisible para la mezcla al valor de la velocidad crítica del gas calculado en la sección 3.3.2, bajo la cual las fuerzas de gravedad controlan el movimiento de la fase gaseosa, permitiendo así la caída de las gotas del líquido. Los valores resultantes se presentan en las tablas 4.2 y 4.11.

Por otro lado, para el caso de la bota desgasificadora, se tomó como premisa básica de evaluación a la velocidad máxima de la mezcla en la tubería de entrada para evitar el arrastre de la película de líquido que se acumula en la pared de un separador con entrada tangencial horizontal, la cual fue dada por la ecuación 3.37 (PDVSA, 2005) con la $\rho_{G_{co}}$ de la tabla 3.14 y cuyo resultado se muestra en la tabla 4.11.

$$V_E = \left(\frac{F_6}{\rho_{G_{co}}} \right)^{0,5} \quad (\text{Ec. 3.37})$$

Donde:

F_6 : factor que depende de las unidades usadas (2.500).

Siendo la velocidad real de la mezcla, el valor entregado por la ecuación (McCabe, Smith, 2003):

$$V_s = \frac{Q_M}{A} \quad (\text{Ec. 3.38})$$

Donde:

A : área de flujo transversal (pie²).

Para lo cual A fue deducida a partir de la ecuación 3.39 sabiendo que el diámetro de la boquilla de entrada es de 20 pulg (ver anexo E.3).

$$A = \frac{\pi \times dp^2}{576} \quad (\text{Ec. 3.39})$$

Q_M fue calculada mediante el procedimiento anteriormente descrito para los separadores de producción, con la información de las tablas 3.14 y 4.6. A partir de ello se obtuvo un Q_M de 3,54 pie³/s, el cual fue introducido en la ecuación 3.38 junto con el valor de A reportado en la tabla 4.3, obteniéndose una V_s de 1,62 pie/s.

Los resultados se encuentran en las tablas 4.3 y 4.11.

CAPITULO IV

DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

La metodología empleada en cada una de las etapas para la evaluación del sistema de tratamiento de crudo diluido de la empresa mixta Petrolera Sinovensa, permitió desarrollar un análisis basado en los resultados obtenidos, lo cual se cita a continuación:

4.1 Identificación de las condiciones actuales de operación de la estación de flujo y la planta de deshidratación/desalación frente a la variabilidad de fluidos procesados y calidad del producto obtenido

A partir de la información suministrada por la Gerencia de Producción, conjuntamente con la adquirida por el sistema SCADA y los datos tomados en campo se pudo establecer un patrón representativo de las condiciones de operación actual en función de la producción manejada, tanto de la estación de flujo como de la planta de deshidratación/desalación con lo cual se logró desarrollar las simulaciones de ambos procesos que permitieron conocer toda la información necesaria referente a flujos y propiedades de los fluidos para el inicio de la evaluación. Estas condiciones de operación se muestran en la sección 3.1 del capítulo anterior.

4.2 Obtención de los balances de materia y energía en los diferentes equipos a condiciones operacionales a partir de modelos de simulación de procesos

Una vez suministrados todos los datos requeridos por el simulador para la elaboración de los modelos de simulación de la estación de flujo y de la planta de deshidratación/desalación, ajustados a las condiciones reales, se obtuvieron los balances de masa y energía con las respectivas propiedades y características de cada una de las corrientes involucradas. En los anexos A.1 y A.2 se muestran los reportes de las principales corrientes ligadas al proceso.

Si bien, para el desarrollo de la simulación de la estación de flujo se consideró que el flujo másico de alimentación se divide de manera uniforme para ambos separadores de producción (ver anexo A.1), en la realidad esto no se cumple a cabalidad, sin embargo, este criterio no fue tomado en cuenta como relevante para el estudio ya que ambos equipos operan a la misma presión y temperatura, manteniéndose las propiedades del crudo y del gas iguales en cada separador, lo que permitió el análisis de un solo equipo a la hora de realizar los cálculos.

Según el balance obtenido de la estación de flujo, todos los separadores se encuentran operando a un 100% de eficiencia, ya que todo el gas asociado al crudo es separado en su totalidad en cada etapa, lo cual sirvió de escenario para el cálculo de las capacidades máximas de los equipos. Además se puede observar que las temperaturas calculadas por el simulador a lo largo del proceso se ajustaron a los perfiles actuales de operación, a pesar de no considerar pérdidas de calor.

Con respecto a los balances de materia y energía de la planta de deshidratación/desalación, es de hacer notar que el flujo de crudo húmedo manejado por el tren C es mayor al procesado por el tren D. Sin embargo, la temperatura alcanzada por el crudo húmedo (lado tubo) es menor a la conseguida en el tren C, lo cual evidencia una menor área de transferencia de calor en dicho tren de precalentamiento D, obteniéndose el crudo seco a una mayor temperatura en relación a la entregada por el tren C. Esta situación podría ser causa de ensuciamiento en los equipos.

Mediante las características obtenidas de las corrientes del proceso se pudo definir que el paquete termodinámico usado para la resolución de los modelos de simulación (SRK), permitió describir acertadamente el comportamiento del crudo en estudio, ya que se lograron perfiles muy similares a las condiciones de operación actual especificados en la sección 3.1 del capítulo anterior.

4.3 Cálculo de la máxima capacidad de las instalaciones existentes

Tomando en cuenta el procedimiento llevado a cabo para el cálculo de la máxima capacidad de los equipos abarcados en este estudio, tal como se describe en el capítulo III (sección 3.3), bajo las premisas y parámetros establecidos, fueron obtenidos los resultados que se muestran en la tabla 4.1.

Tabla 4.1 Variables calculadas para un separador de producción

$R_{fon-NAL}^*$	0,48
$A_{fon-NAL}^*$	0,47
$A_{fon-NAL}$ (pie2)	53,59
$R_{fon-NBL}^*$	0,21
$A_{fon-NBL}^*$	0,15
$A_{fon-NBL}$ (pie2)	17,07

Tabla 4.1 Variables calculadas para un separador de producción (continuación)

$V_{NBL-NAL}$ (pie3)	1.552,06
V_G (pie/s)	0,77
h_G (pie)	4,8
R_G^*	0,4
A_G^*	0,374
A_G (pie2)	42,3
m_L (lb/s)	303,87
m_G (lb/s)	7,40
m_M (lb/s)	311,27
X_L	0,9762
X_G	0,0238
ρ_{MCO} (lb/pie3)	57,34
Q_M (pie3/s)	5,43
f	0,94

Tabla 4.2 Variables calculadas para el depurador de gas

$V_{NBL-NAL}$ (pie3)	29,45
K	0,35
V_G (pie/s)	5,96
A_G (pie2)	19,64
m_L (lb/s)	10,12
m_G (lb/s)	24,87
m_M (lb/s)	35
X_L	0,2893
X_G	0,7107
ρ_{MCO} (lb/pie3)	18,05
Q_M (pie3/s)	1,94

Tabla 4.3 Variables calculadas para la bota desgasificadora

$V_{L_{\text{máx}}}$ (pie ³)	294,52
K	0,20
V_G (pie/s)	5,98
A_G (pie ²)	19,64
m_L (lb/s)	192,22
m_G (lb/s)	7,71
m_M (lb/s)	200,13
X_L	0,9615
X_G	0,0385
ρ_{MCO} (lb/pie ³)	56,54
Q_M (pie ³ /s)	3,54
A (pie ²)	2,18

Tabla 4.4 Variables calculadas para los intercambiadores de calor de CDH/CDS

	Tren C	Tren D
m_c (lb/h)	1.016.900	1.062.400
m_{s1} (lb/h)	943.499	985.715
m_{s2} (lb/h)	73.401	76.685,3

Tabla 4.5 Variables calculadas para un deshidratador electroestático

A_r (m ²)	66,33
ϕ_o	7,3
q_o (pie ³ /día)	410.410, 87

Tabla 4.6 Capacidad máxima de los equipos de la estación de flujo

Equipos	Capacidad unitaria	Unidades	Capacidad total
Separadores de producción	L: 78,14 MBPD	2	L: 156,28 MBPD
	G: 11,35 MMPCED		G: 22,7 MMPCED
Depurador de gas	L: 2,50 MBPD	1	L: 2,50 MBPD
	G: 38,12 MMPCED		G: 38,12 MMPCED
Bota desgasificadora	L: 49,41 MBPD	1	L: 49,41 MBPD
	G: 9,44 MMPCED		G: 9,44 MMPCED
Tanque de compensación de CDH	7.272 bbl	1	7.272 bbl
Bombas de transferencia de CDH	2.299 gpm	3	6.897 gpm

L: flujo de líquido estándar; G: flujo de gas

Tabla 4.7 Capacidad máxima de los equipos de la planta de deshidratación/desalación

Equipos	Capacidad unitaria	Unidades	Capacidad total	
Tanques de alimentación de CDH	80.644 bbl	2	161.288 bbl	
Bombas de alimentación de CDH	1.160 gpm	5	5.800 gpm	
Intercambiadores de calor de CDH/CDS	Tren C	-	12	62,53 MM Btu/h
	Tren D	-	12	62,6 MM Btu/h
Hornos de CDH	Tren C	44,89 MM Btu/h	1	44,89 MM Btu/h
	Tren D	44,89 MM Btu/h	1	44,89 MM Btu/h
Deshidratadores electroestáticos	Tren C	72,71 MBPD	2	72,71 MBPD
	Tren D	72,71 MBPD	2	72,71 MBPD
Bombas de transferencia de CDS	1.176 gpm	5	5.880 gpm	
Enfriadores de aire de CDS	Tren C	1,37 MM Btu/h (*)	1	10,96 MM Btu/h
	Tren D	1,48 MM Btu/h (*)	1	11,82 MM Btu/h
Tanques de almacenamiento de CDS	274.433 bbl	2	548.866 bbl	

(*) Capacidad unitaria por haz de tubos (bundle).

4.4 Estimación de la flexibilidad del sistema de tratamiento de crudo en cuanto al manejo de caudales

Inicialmente como requerimiento fundamental para la evaluación, fue necesario conocer las capacidades nominales de los equipos considerando el 10% de sobrediseño para los de la estación de flujo y el 12% de sobrediseño para los de la planta de deshidratación/desalación, las cuales fueron tomadas de las hojas de datos de cada uno de ellos y validadas con los datos de placa disponibles en campo. Esta información se presenta en las tablas 4.8 y 4.9.

Tabla 4.8 Capacidad nominal de los equipos de la estación de flujo con 10% de sobrediseño

Equipos	Capacidad unitaria	Unidades	Capacidad total
Separadores de producción	L: 77 MBPD	2	L: 154 MBPD
	G: 14,05 MMPCED		G: 28,1 MMPCED
Depurador de gas	L: 3 MBPD	1	L: 3 MBPD
	G: 28,1 MMPCED		G: 28,1 MMPCED
Bota desgasificadora	L: 140 MBPD (**)	1	L: 140 MBPD
	G: 2,4 MMPCED (**)		G: 2,4 MMPCED
Tanque de compensación de CDH	7.272 bbl	1	7.272 bbl
Bombas de transferencia de CDH	2.299 gpm	3	6.897 gpm

(**) Capacidad nominal sin sobrediseño.

Tabla 4.9 Capacidad nominal de los equipos de la planta de deshidratación/desalación con 12% de sobrediseño

Equipos		Capacidad unitaria	Unidades	Capacidad total
Tanques de alimentación de CDH		80.644 bbl	2	161.288 bbl
Bombas de alimentación de CDH		1.160 gpm	5	5.800 gpm
Intercambiadores de calor de CDH/CDS	Tren C	-	12	74,3 MM Btu/h
	Tren D	-	12	74,3 MM Btu/h
Hornos de CDH	Tren C	37,134 MM Btu/h	1	37,134 MM Btu/h
	Tren D	37,134 MM Btu/h	1	37,134 MM Btu/h
Deshidratadores electroestáticos	Tren C	78,4 MBPD	2	78,4 MBPD
	Tren D	78,4 MBPD	2	78,4 MBPD
Bombas de transferencia de CDS		1.176 gpm	5	5.880 gpm
Enfriadores de aire de CDS	Tren C	12,5 MM Btu/h	1	12,5 MM Btu/h
	Tren D	12,5 MM Btu/h	1	12,5 MM Btu/h
Tanques de almacenamiento de CDS		274.433 bbl	2	548.866 bbl

Una vez conocidas las capacidades máximas y nominales de los equipos mayores tanto de la estación de flujo como de la planta de deshidratación/desalación, se procedió a analizar los resultados para la evaluación de los mismos en cuanto a flexibilidad de tratamiento de crudo. Las tablas 4.10 y 4.12 muestran la comparación entre la capacidad total actualmente instalada y la máxima calculada de los equipos estudiados, con lo cual se pudo identificar las restricciones de capacidad del proceso, a excepción de los tanques y bombas de crudo.

Tabla 4.10 Capacidad nominal, capacidad máxima y flexibilidad de procesamiento de los equipos de la estación de flujo

Equipos	Capacidad nominal	Capacidad máxima	Flexibilidad
Separadores de producción	L: 154 MBPD	L: 156,28 MBPD	L: 2,28 MBPD
	G: 28,1 MMPCED	G: 22,7 MMPCED	G: 0
Depurador de gas	L: 3 MBPD	L: 2,50 MBPD	L: 0
	G: 28,1 MMPCED	G: 38,12 MMPCED	G: 10,02 MMPCED
Bota desgasificadora	L: 140 MBPD	L: 49,42 MBPD	L: 0
	G: 2,4 MMPCED	G: 9,44 MMPCED	7,04 MMPCED

Según los resultados de la tabla 4.10, se puede observar que en la estación de flujo los separadores de producción están en la capacidad de manejar un caudal adicional de líquido con respecto al de diseño de aproximadamente 2,28 MBPD estándar, sin embargo, en cuanto a la capacidad de gas, estos pueden procesar una volumetría máxima de 22,7 MMPCED, la cual está por debajo de la capacidad nominal.

Con respecto al depurador de gas, a pesar de que no ofrece flexibilidad en el manejo de líquido, está en la capacidad de procesar todo el gas esperado en el área bajo condiciones de diseño más una cantidad adicional de 10 MMPCED.

En el caso de la bota desgasificadora, esta resultó presentar la restricción más crítica para el tratamiento de crudo, en vista de que este equipo no dispone de las dimensiones necesarias para el manejo de toda la producción de líquido a tratar por los separadores de producción.

Por otra parte, como se especificó en el capítulo III (sección 3.4), la estimación de las capacidades de los separadores en la estación de flujo estuvo a su vez validada por las velocidades en las boquillas de entrada (ver tabla 4.11), con lo cual se demostró que las velocidades reales de mezcla en las boquillas de entrada de los separadores crudo/gas y gas/crudo se

encuentran por debajo de las velocidades máximas permisibles, lo cual garantiza que dichas unidades están en la capacidad de manejar los flujos máximos calculados bajo las dimensiones y diámetros de boquillas disponibles, sin que ocurra arrastre en la superficie líquida.

Tabla 4.11 Velocidad real y máxima permisible de la mezcla en las boquillas de entrada de los separadores en estación de flujo

Equipos	Velocidad real (pie/s)	Velocidad máxima permisible (pie/s)
Separadores de producción	1,73	39,57
Depurador de gas	1,39	5,96
Bota desgasificadora	1,62	195,22

Tabla 4.12 Capacidad nominal, capacidad máxima y flexibilidad de procesamiento de los equipos de la planta de deshidratación/desalación

Equipos		Capacidad nominal	Capacidad máxima	Flexibilidad
Intercambiadores de calor de CDH/CDS	Tren C	74,3 MM Btu/h	62,53 MM Btu/h	-
	Tren D	74,3 MM Btu/h	62,60 MM Btu/h	
Hornos de CDH	Tren C	37,134 MM Btu/h	44,89 MM Btu/h	-
	Tren D	37,134 MM Btu/h	44,89 MM Btu/h	
Deshidratadores electroestáticos	Tren C	78,4 MBPD	72,72 MBPD	0
	Tren D	78,4 MBPD	72,72 MBPD	
Enfriadores de aire de CDS	Tren C	12,5 MM Btu/h	10,96 MM Btu/h	-
	Tren D	12,5 MM Btu/h	11,82 MM Btu/h	

Con las capacidades de los equipos de la planta de deshidratación/desalación mostrados en la tabla 4.12 específicamente por cada tren, se pudo estimar que los deshidratadores electroestáticos resultaron no poseer flexibilidad para el procesamiento de crudo, ya que no superan las capacidades nominales.

En cuanto a las unidades que involucran intercambio de calor (intercambiadores de calor de CDH/CDS, hornos de CDH y enfriadores de aire de CDS) no fue posible establecer una comparación entre la capacidad nominal y la máxima calculada en vista de las diferencias en las condiciones operacionales y las asumidas en el diseño de estos equipos, referidas a flujos y temperaturas de entrada y salida del CDH y del CDS.

No obstante, para los intercambiadores de calor y enfriadores de aire se realizó una evaluación bajo las condiciones térmicas actuales con el simulador HTRI versión 5.0, con lo cual se logró definir el intercambio de calor involucrado en cada unidad y sus máximas capacidades térmicas (ver anexo D). Sin embargo, los hornos de crudo no pudieron ser analizados de manera mas detallada con este último simulador ya que no se contó con la información necesaria para simularlos.

Tabla 4.13 Capacidades térmicas a condiciones operacionales de los intercambiadores de calor de CDH/CDS y enfriadores de aire de CDS

Equipos		Intercambio de calor (MM Btu/h)	
		Actual	Máxima
Intercambiadores de calor de CDH/CDS	Tren C	50,53	62,53
	Tren D	47,2	62,6
Enfriadores con aire de CDS	Tren C	0,772	1,37
	Tren D	1,484	1,477

De acuerdo a los resultados reflejados en la tabla 4.13 se puede estimar que actualmente tanto los intercambiadores de calor como los enfriadores con aire se encuentran trabajando por debajo de su capacidad térmica, ya que el área utilizada para el intercambio de calor no supera el área total instalada.

Para el caso de los enfriadores de aire, los resultados obtenidos según la tabla 4.13 están vinculados a cada haz de tubos (bundle), por lo tanto para un total de ocho haces de tubos por cada unidad, las capacidades térmicas máximas son de 10,96 y 11,816 MM Btu/h, para los trenes C y D, respectivamente.

En la tabla 4.14 se reportan los tiempos de contingencia calculados para el análisis del servicio de los tanques de crudo en caso de fallas en el sistema de tratamiento de crudo.

Tabla 4.14 Tiempos de contingencia de los tanques de crudo

Equipos	Tiempo de contingencia (h)
Tanque de compensación de CDH	1,45
Tanques de alimentación de CDH	32,91
Tanques de almacenamiento de CDS	119,46

Para ello se tomó como referencia tiempos mínimos de contingencia de 8 y 24 horas para estación de flujo y planta de deshidratación/desalación respectivamente, según prácticas operacionales de la empresa. La diferencia en los tiempos mencionados está respaldada por una mayor confiabilidad de los equipos y menores posibilidades de emergencias operacionales en la estación de flujo. Partiendo de esto, se puede concluir que la capacidad del tanque existente en esta última no es suficiente para la producción manejada actualmente por lo que se debe considerar la instalación de otros equipos

que puedan suplir el requerimiento mínimo, a diferencia de los tanques en la planta de deshidratación/desalación, los cuales si resultaron estar por encima del tiempo referido, basado en los caudales actuales.

Con respecto a las bombas de crudo, la evaluación estuvo definida por los datos de la tabla 4.15, los cuales reflejan que todos los equipos rotativos se encuentran operando por debajo de las máximas capacidades.

Tabla 4.15 Capacidad nominal, capacidad actual y flexibilidad de las bombas de crudo

Equipos	Capacidad nominal	Capacidad actual	Flexibilidad
Bombas de transferencia de CDH	6.897 gpm	3.494 gpm	3.403 gpm
Bombas de alimentación de CDH	5.800 gpm	3.416 gpm	2.384 gpm
Bombas de transferencia de CDS	5.880 gpm	3.418 gpm	2.462 gpm

4.5 Conclusiones

1. La estación de flujo está en la capacidad de manejar 156,28 MBPD estándar de CDH y 22,7 MMPCED de gas asociado.
2. La planta de deshidratación/desalación puede procesar un máximo de 72,71 MBPD estándar de CDH por cada tren.
3. La bota desgasificadora no posee las dimensiones adecuadas para manejar un caudal adicional a su capacidad de diseño bajo las condiciones operativas actuales.
4. El tanque de compensación de la estación de flujo no ofrece flexibilidad en el servicio de almacenamiento para los caudales actuales en caso de contingencia.

5. Los intercambiadores de calor, los enfriadores de aire y las bombas de crudo poseen flexibilidad operacional ya que se encuentran operando por debajo de su capacidad nominal.

4.6 Recomendaciones

1. Reemplazar la bota desgasificadora por una unidad cuyas dimensiones se adapten a las capacidades actuales de producción.
2. Considerar la instalación de un tanque adicional en la estación de flujo que garantice la continuidad del proceso ante cualquier eventualidad operacional.

BIBLIOGRAFÍA

- Acedo, J. **“Control avanzado de procesos”**. Ediciones Díaz de Santos, S.A. Madrid, España (2003).
- Arocha J., López P. y Sánchez B. **“Visualización y conceptualización Plan 330 MBD” para el proyecto “Plan 330 MBD”**. Documento N° EPD-1500-I-VCP-054, Gerencia de Ingeniería y Proyecto, Petrolera Sinovensa (2008).
- Carrillo, S. **“Estudio y evaluación de las facilidades de superficie para optimizar el sistema de venteo de gas en la estación Villano de AGIL OIL Ecuador B.V.”**. Tesis de grado, Escuela de Ingeniería, Escuela Politécnica Nacional. Quito, Ecuador (2007).
- **“Plan de negocios (2008-2032) PDVSA CVP – CNPC Venezuela B.V.” (2007)**.
- Galantón, C. **“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 (2009).
- Gas Processors Suppliers Association (GPSA). **“Engineering Data Book”**. Décima primera edición, versión FPS (electronic), volumen I y II. Tulsa, Oklahoma (1998).

- Guzmán C., Ramos L., Morataya C. y Layrisse I. **“Criterios para el diseño conceptual de procesos de deshidratación/desalación electrostática”**. Revista Visión Tecnológica, volumen 3 N° 2 (1996).
- JANTESA. **“Field facilities system project. Process design criteria”**. Documento FF-010-10-2111-S002 (2004).
- JANTESA. **“Field facilities system project. Shell-heads and detail”**. Documento FF-010-12-2218-V030 (2004).
- Kern, D. **“Procesos de transferencia de calor”**. Compañía Editorial Continental S.A. de C.V., México (1999).
- Manning F. y Thompson R. **“Oil Field Processing”**. PennWell Books, volumen II. Tulsa, Oklahoma (1991).
- Martín, J. **“Alternativa para el tratamiento de 145 MBPD de crudo extrapesado en la estación principal de producción del Distrito Cabrutica de PDVSA”**. Tesis de grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente. Anzoátegui, Venezuela (2009).
- Martínez, M. **“Curso: Diseño de separadores, principios y aplicaciones”**. Ingenieros consultores S.R.L. Maracaibo, Venezuela (1994).
- Martínez V., Alonzo P., López J., Salado M. y Rocha J. **“Simulación de procesos de Ingeniería Química”**. Editorial Plaza y Valdés, S.A. de C.V., México (2000).

- McCabe y Smith. **“Operaciones básicas de Ingeniería Química”**. Editorial Reverté, S.A. Barcelona, España (2003).
- Mora, J. **“Estimación de la infraestructura necesaria para el manejo de fluidos de producción en las áreas de Bosque y Travi del Distrito Norte de Pdvsa-Oriente”**. Tesis de grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente. Anzoátegui, Venezuela (2004).
- **Manual de referencia de Simulador de Procesos Pro/II**. Versión 6.0 Copyright © 1994-2002, Simulation Sciences Inc (1994).
- **PDVSA. “Manual de diseño de proceso: Hornos. Principios básicos”**. Documento MDP-05-F-01 (1995).
- **PDVSA. “Manual de diseño de proceso: Tambores separadores. Principios básicos”**. Documento MDP-03-S-01 (1995).
- **PDVSA. “Manual de diseño de proceso: Tambores separadores. Separadores líquido-vapor”**. Documento MDP-03-S-03 (2005).
- **PDVSA. “Manual de diseño de proceso: Transferencia de calor. Intercambiadores de calor”**. Documento MDP-05-E-01 (1995).
- Salazar, G. **“Diseño conceptual de un sistema para el manejo de crudo en las nuevas instalaciones El Furrial (NIF I) estado Monagas”**. Tesis de grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente. Anzoátegui, Venezuela (2005).

- Salguero F y Zurita C. **“Estudio de la factibilidad para la optimización de las facilidades de producción de la estación Pichincha correspondiente al Campo Libertador”**. Tesis de grado, Facultad de Ingeniería en Geología y Petróleos, Escuela Politécnica Nacional. Quito, Ecuador **(2009)**.
- Shell Corporation. **“Production handbook”**. Volumen IV. Maatschappij B. V. **(1989)**.
- Torres, A. **“Deshidratación electrostática”**. Intevep **(2009)**.
- Trijana R. y Schmidt Z. **“New correlations for crude oil physical properties”**. SPE 23556, University of Tulsa. Oklahoma, USA **(1991)**.
- Ugueto T. y Rodríguez P. **“Hervidores/Regeneradores”**. Programa de actualización en Ingeniería de Gas, Postgrado en Ingeniería Mecánica, Cito **(1993)**.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

TÍTULO	Evaluación termodinámica de las facilidades centrales de procesamiento de fluidos de la empresa mixta Petrolera Sinovensa
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Rojas V., Isabel M.	CVLAC: 18.453.911 E-MAIL: ysabelrojasv@gmail.com
	CVLAC: E-MAIL:
	CVLAC: E-MAIL:
	CVLAC: E-MAIL:

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Evaluación
Termodinámica
Deshidratación
Crudo Merey 16
Sinovensa
Simulación Pro/II

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y ciencias aplicadas	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

En este trabajo se evaluaron las facilidades centrales de procesamiento de fluidos de la empresa mixta Petrolera Sinovensa, la cual cuenta con una estación de flujo diseñada para una capacidad de ciento cuarenta mil barriles por día (140 MBPD) estándar de crudo diluido húmedo (CDH) y veinticinco millones quinientos mil pie cúbicos estándar por día (25,5 MMPCED) de gas asociado, así como también con una planta de deshidratación/desalación de crudo con dos trenes; cada uno para manejar 70 MBPD estándar de CDH. Considerando la infraestructura actualmente existente para tal volumetría, se realizó un estudio del sistema de tratamiento de crudo, basado en una estimación de la flexibilidad de dichas instalaciones en cuanto a capacidad de procesamiento, bajo las condiciones actuales de operación.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E-MAIL				
	ROL	CA	AS X	TU	JU
Pineda M., Jesús M.	CVLAC:	8.011.257			
	E-MAIL	pinedajmp@gmail.com			
	E-MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
Moreno G., Luís	CVLAC:	8.987.972			
	E-MAIL	luismorenog@cantv.net			
	E-MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
Rodulfo, Arturo	CVLAC:	8.300.709			
	E-MAIL	rodulfo99@hotmail.com			
	E-MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
Cova, Alexis	CVLAC:	11.905.328			
	E-MAIL	alexiscovab@gmail.com			
	E-MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2010 AÑO	12 MES	06 DÍA
--------------------	------------------	------------------

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. Evaluación termodinámica.doc	Application/msword

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

ALCANCE

ESPACIAL: _____ (OPCIONAL)

TEMPORAL: _____ (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pregrado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Ingeniería Química

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente-Núcleo Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de trabajos de grado: "Los trabajos de grado son exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y solo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quién lo participará al Consejo Universitario".

**Isabel María Rojas Villarroel
AUTOR**

**Luís Moreno
TUTOR**

**Arturo Rodulfo
JURADO**

**Alexis Cova
JURADO**

**Yraima Salas
POR LA SUBCOMISION DE TESIS**