

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



**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO DE LA
FACILIDAD CENTRAL DE PRODUCCIÓN DE UN CAMPO PETROLERO
COSTA AFUERA, GOLFO DE PARIA OESTE-VENEZUELA**

Presentado por:
MOIRA VERÓNICA RODRÍGUEZ MEZA

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

Puerto La Cruz, marzo de 2011

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



**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO DE LA
FACILIDAD CENTRAL DE PRODUCCIÓN DE UN CAMPO PETROLERO
COSTA AFUERA, GOLFO DE PARIA OESTE-VENEZUELA**

ASESORES

Ing. Shirley Marfisi (Dra)
Asesor académico

Ing. Gustavo Ramos
Asesor industrial

Puerto La Cruz, marzo de 2011

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



**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO DE LA
FACILIDAD CENTRAL DE PRODUCCIÓN DE UN CAMPO PETROLERO
COSTA AFUERA, GOLFO DE PARIA OESTE-VENEZUELA**

JURADOS

Ing. Shirley Marfisi (Dra)

Asesor académico

Ing. Arturo Rodulfo (MSc)

Jurado principal

Ing. Luis Moreno

Jurado principal

Puerto La Cruz, marzo de 2011

RESOLUCIÓN

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

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

DEDICATORIA

Este trabajo va dedicado a Dios, a mis padres y hermanos, y a mi abuelo que sé que desde el cielo me protege y me cuida, esto es para ustedes.

Los quiero!!!

AGRADECIMIENTOS

A *Dios*, por acompañarme durante toda mi vida, por darme fuerzas día a día y por darme tantas razones para ser feliz!

A la *UDO*, la casa más alta, por permitirme formarme como profesional en sus aulas y por darme el orgullo de siempre poder ser llamada *UDISTA!*

A *mis padres*, por ser pilares fundamentales en mi formación como persona y mi rol a seguir, gracias a su apoyo incondicional, enseñanzas y comprensión, en las buenas y en las malas, puedo convertirme hoy en profesional.

A *mis hermanos* Orlando y Ramón Andrés quienes son mis grandes orgullos y definen a mi familia, aunque a veces pueda ser odiosa y fastidiosa los quiero muchísimo y solo les deseo lo mejor. Ustedes, sin duda alguna, forman parte fundamental de este logro llamado INGENIERA QUÍMICA.

A *mis Tutores*: El *Ing. Gustavo Ramos*, por darme la oportunidad de desarrollar este tema, por su confianza, conocimiento y buena disposición; a la *Profesora Shirley Marfisi*, por toda su colaboración y enseñanza.

A *PDVSA Petrosucre*, por permitirme realizar las pasantías de grado y ofrecerme esta primera experiencia profesional.

A *los mejores amigos que se puede tener*: María Fernanda, Marybeth, Cariana, Fergie, Ivanna, Yaneska, Jet, Antonio, Blanquito, Roberth y Diego, por acompañarme durante estos 5 años de carrera y ser mi familia, por quererme y estar incondicionalmente a mi lado, por ser tan especiales y maravillosos, por nunca dejarme sola, y por darme cada uno, a su manera, siempre sus mejores consejos, todo su cariño y apoyo. Los adoro colegas! Gracias a ustedes la experiencia en la universidad ha sido única e insuperable, de lo más extraordinaria, sus ocurrencias quedarán por siempre marcadas en mi mente y mi corazón.

A los llamados, con mucho cariño, pensum nuevo: Edgar, Pedro, Nahir, Gaby, María Fernanda, Sonia, Manuela, Kenny, Javier, por formar parte de esta gran familia conformada dentro de los salones de la UDO, por convertir en una aventura súper divertida estos últimos años de carrera, y por compartir conmigo todos sus conocimientos y apoyo.

A la familia Bejarano Aguilar, la Sra. Magalys, Claudia Sarita, Claudia Alejandra por abrirme las puertas de su casa, brindarme un ambiente familiar excepcional, apoyarme y estar pendiente de mí.

A todos aquellos personas, que de alguna u otra manera contribuyeron con mi formación profesional durante estos 5 años de carrera y/o con mi trabajo de grado.

A todos ustedes, mil GRACIAS.

Moira V. Rodríguez Meza

RESUMEN

En este trabajo se realizó la evaluación de la facilidad central de producción (CPF) del campo Corocoro, previo al arranque de las operaciones, con la finalidad de detectar los efectos de la variación en la composición y flujo volumétrico del petróleo crudo proveniente de los yacimientos 70A, 70B y 70E. Para ello se empleó el simulador de procesos *Aspen Hysys 7.1*, a partir de cual se estimaron las propiedades del crudo segregado de las arenas productoras 70A, 70B y 70E, que constituirá la nueva carga de alimentación a la facilidad central de producción, usando como base cromatogramas de las arenas productoras. Esta caracterización se empleó para realizar la simulación del sistema de estabilización de crudo siguiendo el esquema de diseño de la CPF y encontrando ciertas diferencias: el crudo segregado es un crudo más pesado y con menor viscosidad, además tiene un flujo másico 28,3% menor al establecido en el diseño de la facilidad. Estas características del crudo ocasionan flujos de operación menores en un 30% a la capacidad de operación normal estimada para el funcionamiento de los equipos y una disminución en los requerimientos energéticos para la transferencia de calor diseñada. Debido a esto, se realizó la propuesta basada en los flujos másicos de operación necesarios para el funcionamiento adecuado del sistema de estabilización de crudo de la facilidad central de disminuir los caudales de agua de calentamiento para los calentadores del separador de entrada y calentador de crudo en un 26,92 y 28,64 % respectivamente, para asegurar las especificaciones de temperatura del crudo tratado por estos equipos.

TABLA DE CONTENIDO

RESOLUCIÓN	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTOS	vi
RESUMEN	viii
TABLA DE CONTENIDO	ix
CAPÍTULO I	1
INTRODUCCIÓN	1
1.1 Planteamiento del problema	1
1.2 Objetivos	3
1.2.1 Objetivo general.....	3
1.2.2 Objetivos específicos.....	4
1.3 Ubicación del campo Corocoro	4
1.4 Instalaciones del proyecto Corocoro	5
CAPÍTULO II	12
MARCO TEÓRICO	12
2.1 Antecedentes	12
2.2 Fluidos de producción	13
2.3 Descripción del sistema de estabilización de crudo en Petrosucre	17
2.4 Emulsiones.....	22
2.4.1 Tipos de emulsión.....	23
2.5 Separadores	23
2.5.1 Principios de la separación.....	24
2.5.2 Proceso de separación	25
2.5.3 Tipos de separadores	26
2.6 Intercambiadores de calor	27
2.7 Tratador electrostático.....	33

2.8 Bombas	35
2.8.1 Bombas centrífugas	36
2.8.2 Cavitación y cabezal neto positivo de succión (NPSH).....	37
2.9 Tanques de almacenamiento	38
2.9.1 Clasificación de tanques de almacenamiento	38
2.10 Simulador HYSYS	39
2.10.1 Selección de paquetes de propiedades	40
CAPÍTULO III	42
DESARROLLO DEL TRABAJO	42
3.1 Estimación de las características del crudo segregado proveniente de los pozos productores de los yacimientos 70A, 70B y 70E del campo Corocoro.....	42
3.2 Realización de la simulación del sistema de estabilización de crudo de la facilidad central de producción, usando el crudo segregado de los yacimientos 70A, 70B Y 70E	48
3.2.1 Elaboración del modelo de simulación a las condiciones de diseño	50
3.2.2 Elaboración de la simulación a condiciones de capacidad proyectada de producción	59
3.3 Verificación del esquema de simulación con los valores de diseño del sistema, indicando posibles desviaciones del proceso	63
3.4 Propuestas de mejoras del sistema de estabilización de crudo	64
CAPÍTULO IV.....	67
DISCUSIÓN DE RESULTADOS,.....	67
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	67
4.1 Estimación de las características del crudo segregado proveniente de los pozos productores de los yacimientos 70A, 70B Y 70E del campo Corocoro.....	67

4.2 Realización de la simulación del sistema de estabilización de crudo de la facilidad central de producción, usando el crudo segregado de los yacimientos 70A, 70B Y 70E	69
4.2.1 Simulación a condiciones de diseño	71
4.2.2 Simulación a condiciones proyectadas de operación	73
4.3 Verificación del esquema de simulación con los valores de diseño del sistema, identificando posibles desviaciones del proceso.....	75
4.4 Propuestas de mejoras del sistema de estabilización de crudo	78
4.5 CONCLUSIONES.....	80
4.6 RECOMENDACIONES	81
BIBLIOGRAFÍA.....	82
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:.....	85

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

1.1 Planteamiento del problema

Petrosucre es una empresa mixta costa afuera dedicada a la producción de crudo mediano con gas asociado en el campo Corocoro, primer proyecto costa afuera de Petróleos de Venezuela (PDVSA), ubicado en el Golfo de Paria Oeste. Fue fundada en el año 2007 en cumplimiento del decreto ley 5.200, donde PDVSA, a través de su filial Corporación Venezolana de Petróleo S.A. (CVP), pasa a tener junto con la empresa italiana de energía ENI el total de las acciones de la empresa, con una distribución de 74% y 26% respectivamente.

La infraestructura del campo Corocoro está compuesta por una plataforma de cabezales de pozos (*WHP*), una plataforma central de producción (*CPF*), una unidad de almacenamiento flotante (*FSO*) y los sistemas de tuberías submarinas. Actualmente cuenta con una plataforma de facilidades procesamiento temporal (*IPF*) mientras se completa la construcción e instalación del *CPF*. La *IPF* está conectada provisionalmente a las instalaciones permanentes disponibles (*WHP*, *FSO* y sistemas de tuberías submarinas).

Por otro lado, el plan de desarrollo del campo Corocoro tiene concebido un desarrollo por etapas, una primera fase con una capacidad potencial de 70 mil barriles por día (MBPD) de crudo provenientes de las arenas que conforman los yacimientos de las secuencias 70A, 70B y 70E, y una segunda

fase, cuya ejecución dependerá de los resultados que se obtengan en la primera fase.

La primera fase se basa en la explotación de 24 pozos, y a su vez se divide en dos subfases, una denominada 1A con 14 pozos (donde se explota parte de las secuencias 70A y 70B) y otra subfase 1B de 10 pozos de las tres secuencias de interés 70A, 70B y 70E. Sin embargo, luego de una serie de resultados obtenidos en los pozos de la fase 1A surge la necesidad de dividir la fase 1B en dos partes; una enfocada a los yacimientos 70A y 70B, y otra parte hacia el yacimiento 70E, a fin de garantizar la mayor recuperación de las reservas del campo; pues este último presenta características diferentes: menor gravedad (16°API) y mayor viscosidad (30 cP), en contraste a los 24°API y 3 cP de los otros dos yacimientos.

A pesar de estas diferencias, las bases de diseño empleadas para la construcción del *CPF* se fundamentaron en las características de la secuencia 70A, por lo que en la culminación de los pozos de la secuencia 70E existe cierta incertidumbre sobre el comportamiento de la mezcla resultante de esos crudos denominada segregación, en el sistema de estabilización de crudo del *CPF*, conformado por dos trenes de manejo de producción de fluidos que incluyen separadores de entrada, intercambiadores de calor crudo/crudo, desgasificadores de baja presión, tratadores electrostáticos para la separación final del agua en el crudo, tanques acumuladores y bombas de transferencia hacia la unidad de almacenamiento, equipos donde se pueden generar problemas como la variación en los requerimientos energéticos y en las variables de operación como tiempo de residencia en los separadores, temperaturas atípicas en las torres contactoras de glicol, cuellos de botella, posibles cambios en el API del crudo para la venta, entre otros.

Debido a lo planteado anteriormente, fue necesaria la evaluación del sistema con las condiciones de la segregación de crudo proveniente de los yacimientos 70A, 70B y 70E, partiendo de las condiciones de diseño a fin de detectar sus efectos debido al cambio de composiciones. Para cumplir con esta meta se hizo una simulación del proceso para estimar las nuevas características físicas y composición de la mezcla de crudo a procesar y las del producto final, así como también detectar posibles desviaciones del proceso.

Por último, es primordial resaltar que PDVSA Petrosucre representa el punto de partida para el desarrollo de las demás empresas de explotación de hidrocarburos costa afuera, y el arranque de la facilidad central de producción (*CPF*) marcará un hito en la historia petrolera de Venezuela, permitiendo convertir a Venezuela a través de PDVSA en una potencia económica en este continente. Por tales razones, se planteó verificar las condiciones de operación previas a la instalación de la facilidad a fin de obtener un óptimo desempeño en la producción de crudo y una elevada calidad para su venta acorde a los estándares de la industria nacional.

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo general

Evaluar el sistema de estabilización de crudo de la facilidad central de producción de un campo petrolero costa afuera, Golfo de Paria Oeste-Venezuela.

1.2.2 Objetivos específicos

1. Estimar las características del crudo segregado proveniente de los pozos productores de los yacimientos 70A, 70B y 70E del campo Corocoro.
2. Realizar la simulación del sistema de estabilización de crudo de la facilidad central de producción, usando el crudo segregado de los yacimientos 70A, 70B y 70E.
3. Verificar el esquema de simulación con los valores de diseño del sistema, indicando posibles desviaciones del proceso.
4. Proponer mejoras del sistema de estabilización de crudo.

1.3 Ubicación del campo Corocoro

El campo Corocoro se encuentra ubicado en las aguas superficiales de las costas del oriente de Venezuela en el Golfo de Paria al sur de la Península de Paria y los pantanos orientales de los estados Delta Amacuro y Monagas como se aprecia en la figura 1.1 (izquierda). Las estructuras están ubicadas en aguas poco profundas (4 a 6 metros) y otras zonas donde las profundidades alcanzan 30 metros, encontrándose distribuidas tal como lo indica la figura 1.1 (derecha).



Figura 1.1 Localización del campo Corocoro (PDVSA Petrosucre, 2008).

1.4 Instalaciones del proyecto Corocoro

a) **Plataforma de cabezales de pozos (WHP):** es una estructura de acero que permite facilitar la perforación de los pozos para la producción de crudo, en la figura 1.2 se muestra con el acoplamiento del taladro de perforación. Fue construida en dos partes en el año 2005, la cubierta en Estados Unidos de América y posteriormente la subestructura en Venezuela. Tiene capacidad para 24 pozos (14 pozos productores de petróleo, 2 pozos de re-inyección de gas y 8 pozos inyectores de agua). Cuenta con 24 conductores de pozos, 6 pilotes de anclaje, y un peso de 1.700 toneladas, además de sistemas de inyección de química, agua contra incendio, aire de instrumentos, combustible diesel, trampa de envío y recibo de cochino, drenaje abierto o tanque de sumidero y control del panel hidráulico. Adicionalmente posee múltiples para inyección de gas y de agua, prueba de pozos, gas de levantamiento y dos múltiples de producción, “A” y “B”. El múltiple de producción “A” construido para transportar la producción a la plataforma temporal de producción, una vez entrado

en funcionamiento la *CPF*, se desacoplará y conectará junto al múltiple “B” a la facilidad central (PDVSA Petrosucre, 2008).

b) Facilidad central de producción (*CPF*): es una plataforma de producción fija de dos niveles con un peso de 7.500 toneladas, la cubierta superior tiene 75 metros de largo y 52 metros de ancho, ubicada aproximadamente a 24 pies de profundidad (con respecto al nivel del mar), siendo soportada por 8 pilotes de 60” de diámetro y 16 pilotes de 36” de diámetro transversal, fue diseñada para las condiciones de la fase I del proyecto Corocoro, pero estará provista de facilidades para la integración con la fase II. Tiene una capacidad de procesamiento de 70 MBPD de crudo de 24 grados API, 80 MBPD de agua y 60 MMPCED (millones de pie cúbicos estándar por día) de gas, con re-inyección de gas y tratamiento de agua. También contempla la generación de toda la electricidad requerida mediante 3 turbinas de 4.5 MW.

La producción de los pozos provenientes de la plataforma de cabezales de pozos “A” y “B” será recibida en el *CPF*, mostrada en las figuras 1.3 y 1.4, a través del múltiple de producción, el cual consta de dos cabezales de producción, un cabezal de prueba y uno de gas de levantamiento, para posteriormente separar el crudo del agua y del gas, y tratar individualmente cada fluido a fin de obtener un crudo con especificaciones para comercialización y agua y gas apta para re-inyección o combustible, dependiendo del uso (PDVSA Petrosucre, 2008).



Figura 1.2 Vista lateral de la plataforma de pozos con taladro acoplado (PDVSA Petrosucre, 2008).



Figura 1.3 Vista lateral derecha de la facilidad central de producción (PDVSA Petrosucre, 2008).



Figura 1.4 Vista lateral izquierda de la facilidad central de producción (PDVSA Petrosucre, 2008).

c) Unidad de almacenamiento flotante (FSO): es una embarcación estrictamente diseñada para fungir como sistema de almacenamiento flotante y despacho de crudo a tanqueros de exportación, con una capacidad para almacenar 1.300.000 barriles de crudo y un peso muerto de 207.000 toneladas (figura 1.5). Sus dimensiones son: eslora total 264 metros; eslora entre perpendiculares 258 metros; manga de trazado 52 metros, puntal de trazado 27 metros y calado de verano 18 metros. La embarcación cuenta con doble casco de costado y fondo, pero no posee sistema de autopropulsión, quedando permanentemente sujeta mediante un sistema extendido de anclaje. Además de las facilidades de acomodación para la tripulación, en ella se encuentran ubicados también los espacios destinados al alojamiento del personal de operaciones y producción del proyecto. La FSO fue construida en los Astilleros de Samsung Heavy Industries (Geoje, Corea del Sur) y bautizada en mayo de 2005 con el nombre de Nabarima, que en lengua Warao significa “Dios de las Olas”. Es la

primera instalación de almacenamiento costa afuera instalada en la República Bolivariana de Venezuela. Cuenta con 2 generadores de turbina, un generador diesel, módulo de tratamiento de agua de mar con capacidad de tratamiento de 120 MBPD de agua para ser inyectada en el yacimiento con el objeto de aumentar el factor de recobro de petróleo, facilidades para el despacho de crudo, planta para tratamiento de crudo fuera de especificaciones, sistema de inertización de los tanques de almacenamiento de crudo, sistema de generación de vapor y electricidad, incinerador de desechos sólidos y de residuos aceitosos, sistema de extracción de agua de mar, tratamiento y bombeo hacia el cabezal de la plataforma (*WHP*), sistema contraincendios, sistema de agua de lastre, sistema de iluminación, helipuerto y sistema de recolección y tratamiento de aguas residuales (PDVSA Petrosucre, 2008).



Figura 1.5 Vista general de la unidad de almacenamiento flotante (PDVSA Petrosucre, 2008).

d) Sistemas de tuberías submarinas: las instalaciones correspondientes al componente de transferencia están conformadas

por dos tuberías de 22 Km de longitud y 12” de diámetro, instaladas en un corredor de tuberías de 400 metros de ancho. Una de estas dos tuberías se encarga de transportar el petróleo desde la plataforma de cabezales de pozo (*WHP*) hasta la unidad flotante de almacenamiento (*FSO*) para disponer en los despachos, la otra se emplea para transportar el agua de mar procesada en la planta de tratamiento del *FSO* hasta el *WHP* que se emplea para inyectarla al yacimiento con fines de mantenimiento de presión de producción (PDVSA Petrosucre, 2008).

e) Plataforma de facilidades de procesamiento temporal (*IPF*):

consiste de una barcaza flotante, anclada con pilotes, adecuada para acondicionar sobre ella las facilidades de manejo de la producción de fluidos (figura 1.6); tiene las siguientes dimensiones: 76,2 metros de eslora y 21,9 metros de manga, con capacidad de manejar y procesar, inicialmente un volumen de 30.000 BPD (barriles de crudo por día) pero por compromisos volumétrico se han logrado producir 45.000 BCPD (barriles de crudo por día), de 24 grados API, con menos del 1% de agua y una producción de gas de 13,5 MMPCED. Fue instalada con el propósito de iniciar las operaciones de producción de petróleo y gas en el campo de Corocoro, mientras se construye y pone en funcionamiento la facilidad central de producción. En el extremo de la *IPF* se dispone de una estructura “riser” que permite sujetar las tuberías de interconexión con la *WHP* y 6 mangueras de 30 pies de largo que soportan los movimientos relativos y de flexibilidad necesaria para instalación; del lado de la *WHP*, el conjunto de tuberías y cableado de potencia y control será sujetado a la estructura de la plataforma. Otros sistemas importantes ubicados en la plataforma son el sistema de medición de crudo, de bombeo contra incendio, diesel

combustible y venteo, conformado por mechurrio y tanque recolector de líquidos (KOD) (PDVSA Petrosucre, 2008).



**Figura 1.6 Vista general de la plataforma de procesamiento temporal
(PDVSA Petrosucre, 2008)**

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 Antecedentes

Fernández y Gaibor (2009) redimensionaron los equipos de separación de fluido y reinyección de agua de formación de las estaciones Sacha Norte 1, Sacha Norte 2 y Sacha Sur del campo Sacha, mediante el estudio del sistema cerrado de reinyección y análisis de los equipos existente en las estaciones, de manera que cumplan los estándares de producción de bloque 15, en Ecuador.

Galantón (2009) evaluó el proceso de deshidratación de crudo en el Centro Operativo Bare (COB) mediante la simulación de la planta en tres escenarios distintos: diseño, operación actual y escenario futuro, empleando el simulador de procesos Hysys, encontrando inconvenientes en los separadores de entrada, botas de gas y una cantidad excesiva de gas en los separadores mecánicos.

Tarifa y sus colaboradores (2007) establecieron un método diseñado para analizar una red de gas existente en Argentina, utilizando herramientas de simulación en estado estacionario y dinámico, con la cual lograron determinar tanto la sensibilidad como la dinámica del sistema de red de transporte de gas, información que es de suma utilidad para plantear mejoras a las instalaciones y a los procedimientos de operación de la red.

Díaz (2005) evaluó las condiciones operacionales a diferentes variaciones de la composición de la alimentación de una columna despropanizadora de la planta de fraccionamiento de líquidos del gas natural en Accroven, mediante el empleo de simuladores de procesos. El análisis de los dispositivos internos determinó un mayor porcentaje de inundación, debido a las fluctuaciones en la carga recibida, y un aumento en la capacidad operacional de la columna.

Chauran (2001) diseñó un tren de separación crudo/gas en la estación de flujo Carito de 20 MBD de capacidad, incluyendo los equipos de separación involucrados en la estación de flujo y los dispositivos de control asociados a estos.

Las referencias citadas, cumplen con modelos elementales para la realización de la investigación, las tesis de grado Fernández y Gaibor (2009) y Chauran (2001) generaron un soporte técnico respecto a las instalaciones empleadas en el manejo de producción de crudo con gas asociado, refiriéndose al dimensionamiento de equipos y caracterización de los fluidos; mientras que Díaz (2005), Galantón (2009) y Tarifa (2009) proporcionaron los lineamientos para el análisis de la simulación del sistema de estabilización de crudo.

2.2 Fluidos de producción

Se clasifican en los siguientes:

a) Agua

El agua asociada con la producción del petróleo se puede presentar según su grado de mezclado como (Rauseo, 2008):

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

b) Gas

Es una mezcla de diversos hidrocarburos gaseosos que se encuentran en el subsuelo (primordialmente metano, etano, propano y butano, entre otros) y se emplea para propósitos energéticos con fines domésticos e industriales. Se obtiene de rocas porosas del interior de la corteza terrestre, y se encuentra solo o asociado con el petróleo crudo (De La Cruz, 2003). Se clasifica de acuerdo a su localización en el subsuelo como (Barberii, 1998):

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

c) Crudo

Es el petróleo sin refinar, es decir, a las condiciones en las que sale del pozo o la forma natural con la que es extraído de su reservorio. Es a menudo negro, pero puede ser de una amplia gama de colores, dependiendo de la

composición de hidrocarburos. El petróleo crudo es una mezcla compleja de sustancias orgánicas, hidrocarburos en su mayoría (Chauran, 2001). Los tipos de crudo son según su composición son:

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

Entre las propiedades fisicoquímicas más importantes del crudo están:

c.1) Viscosidad

Indica la resistencia que opone el crudo al flujo interno, siendo su valor expresado en *centipoise* (cP) (Barberii, 1998). Se clasifican en:

- Viscosidad relativa. Es la relación de la viscosidad del fluido respecto a la del agua. A 20 °C, la viscosidad del agua pura es 1,002 centipoise (cP).

- Viscosidad cinemática. Es equivalente a la viscosidad expresada en centipoises dividida por la gravedad específica, a la misma temperatura. Se designa en Stokes (St) o centistokes (cSt).
- Viscosidad Universal Saybolt. Representa el tiempo en segundos para que un flujo de 60 cm³ salga de un recipiente tubular por medio de un orificio, debidamente calibrado y dispuesto en el fondo del recipiente, el cual se ha mantenido a temperatura constante.

c.2) Densidad relativa o gravedad específica (γ)

Expresa la densidad de una sustancia con respecto a la densidad del agua. La mayoría de los crudos tienen densidades menores al agua, o sea que flotan en ella; en la tabla 2.1 se presenta la clasificación de éstos según su densidad y gravedad API. A su vez, ambas propiedades se relacionan mediante la siguiente ecuación:

$$\gamma = \frac{141,5}{\text{°API} + 131,5} \quad (\text{ec. 2.1})$$

Tabla 2.1. Clasificación del petróleo o crudo en base a las propiedades densidad y gravedad API (Pino, 2006).

Tipo	Densidad (g/ cm ³)	Gravedad °API
Extrapesado	> 1,0	< 10,0
Pesado	1,0 – 0,92	10,0 – 22,3
Mediano	0,92 – 0,87	22,3 – 31,1
Liviano	0,87 – 0,83	31,1 – 39
Superliviano	< 0,83	> 39

c.3) Factor de caracterización K-UOP

Es un parámetro que permite caracterizar el tipo de crudo según su composición química, en parafínico, mixto, nafténico o aromático. Este factor se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$K-UOP = \frac{(TVM)^{1/3}}{\gamma (60^{\circ}F)} \quad (\text{ec. 2.2})$$

donde:

TVM: temperatura volumétrica media estimada mediante las temperaturas obtenidas de las diferentes fracciones del crudo sometido a destilación.

γ : gravedad específica de la fracción de crudo.

En la tabla 2.2 se muestra la clasificación de los crudos en base a los valores del factor K-UOP.

Tabla 2.2. Clasificación del petróleo o crudo según el factor de caracterización K-UOP (Rauseo, 2008).

Factor K-UOP	Tipo de crudo
13	Parafínico
12	Mixto
11	Nafténico
10	Aromático

2.3 Descripción del sistema de estabilización de crudo en Petrosucre

Los fluidos de producción obtenidos desde la plataforma de cabezales de los pozos "A" y "B" (WHP) del campo Corocoro serán transferidos a la

plataforma del *CPF* a través de los sistemas de tuberías tendidos sobre la estructura del puente de interconexión *WHP-CPF*, en donde se realizarán las actividades de separación, medición, tratamiento, almacenamiento y bombeo del petróleo y manejo del gas producto de los procesos de separación, así como también del agua asociada al crudo.

El crudo después de ser tratado en el sistema de estabilización de crudo, descrito en la figura 2.1, retorna por una línea de 8" hasta la plataforma de cabezales de pozos (*WHP*) donde se interconecta con la línea principal de 12" que va a la unidad flotante de almacenamiento (*FSO*), para su almacenamiento y exportación. Los equipos y sistemas principales de la planta fueron dimensionados para manejar los flujos volumétricos referidos en la tabla 2.3 (PDVSA Petrosucre, 2008).

Tabla 2.3. Flujos volumétricos establecidos en el diseño de los equipos de la facilidad central de producción (PDVSA Petrosucre, 2008).

Corriente de proceso	Flujo de diseño Fase I	Flujo de diseño Fase I <i>Downside</i>
Crudo (BEPD)	70.000	50.000
Agua producida (BEPD)	25.000	80.000
Gas de formación (MMPCED)	32.000	23.000

*BEPD: barriles estándar por día, MMPCED: millones de pies cúbicos estándar por día.

Las corrientes de producción se dividen por el múltiple de producción/prueba/gas de levantamiento, para ser enviadas al tren de producción A o B. capaces de manejar el 50% de producción. En cada uno de los trenes de producción, las corrientes se dirigen a los calentadores de

los separadores de entrada, ubicados en el *CPF*, donde son calentadas hasta 60°C (140°F) utilizando el fluido de calentamiento (agua caliente) suministrado por el sistema de fluido de calentamiento, para ayudar al proceso de rompimiento de la emulsión que ocurre en el tratador electrostático. El calentador del separador de entrada es un intercambiador de calor de tubo y carcasa.

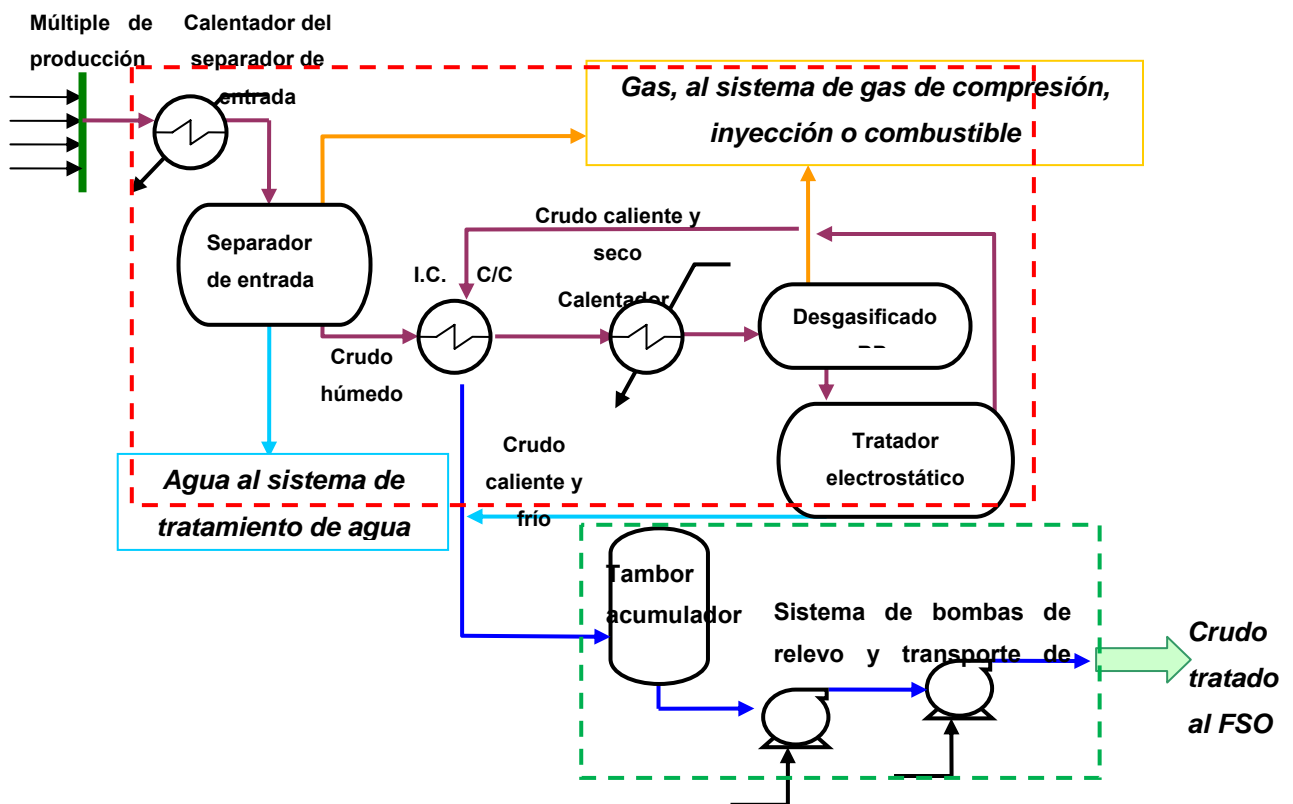


Figura 2.1. Diagrama del sistema de estabilización de crudo de la facilidad central de producción (PDVSA Petrosucre, 2008).

La corriente de producción calentada es enviada a los separadores de entrada, donde el gas, el crudo y el agua libre se separan. El flujo de gas se mide, antes de ser enviado hacia los compresores de gas de levantamiento.

El crudo húmedo (con agua asociada) separado es medido y enviado por control de nivel hacia el desgasificador de baja presión para tratamiento adicional.

El flujo de agua de producción es controlado por nivel y posteriormente enviado hacia hidrociclones de producción, para una segunda remoción del crudo remanente. Toda el agua removida durante el proceso en el separador de prueba y en los tratadores electrostáticos se incorpora al sistema de drenaje cerrado.

Los separadores de entrada disponen de múltiples toma-muestras ubicados a diferentes niveles en el cuerpo del recipiente, para determinar la presencia de emulsión. Estos toma-muestras también son utilizados para optimizar la cantidad de desemulsionante en el sistema de tratamiento.

El crudo húmedo de los separadores de entrada se calienta a 73,3°C (164°F) en el intercambiador de calor crudo/crudo, gracias a la transferencia de calor realizada por el crudo caliente seco proveniente del tratador electrostático. Hay dos intercambiadores de calor crudo/crudo en cada tren de tipo placa y empacadura, con 50% de capacidad. El crudo caliente y seco del tratador electrostático es a la vez enfriado y enviado al tambor acumulador de crudo.

El crudo húmedo proveniente del intercambiador de calor crudo/crudo es enviado al calentador crudo, donde la temperatura se aumenta a 93,33°C (200°F) utilizando agua caliente como medio de calentamiento, a fin lograr la ruptura de la emulsión agua-crudo y separar productos livianos finales. Los calentadores de crudo son del tipo tubo y carcasa.

El crudo caliente húmedo de los calentadores de crudo va hacia los desgasificadores de baja presión. Los desgasificadores de baja presión y tratadores electrostáticos son recipientes separados, interconectados en funcionamiento a 15 psig. El gas proveniente de los desgasificadores de baja presión se dirige a la primera etapa de compresión, y los líquidos producidos fluyen por gravedad al tratador electrostático. Estos tratadores operan a total capacidad de líquido.

El tratador electrostático PDA-H-1200 A/B es un tratador electroquímico, donde se aplica un campo eléctrico para polarizar el agua y promover el acercamiento, drenaje y coalescencia en gotas de mayor tamaño, para su posterior separación por gravedad. El crudo deshidratado caliente va nuevamente al intercambiador de calor crudo/crudo para ser enfriado a 68,3°C (155°F) y luego al tambor acumulador de crudo.

El flujo de agua de producción proveniente de los tratadores electrostáticos es medido y posteriormente bombeado hacia los separadores de entrada, donde se mezcla con el agua de producción que viene del separador de prueba, PDA-V-1000. Existen 2 bombas de 100% de capacidad para cada tren.

Los equipos descritos anteriormente forman parte de la sección de estabilización de crudo húmedo y de deshidratación del crudo, indicados en la figura 2.1, en el recuadro punteado en rojo.

El crudo seco (deshidratado) del intercambiador de calor crudo/crudo va al tambor acumulador de crudo PDA-V-1300, el cual es el primer equipo de la sección de almacenamiento y transferencia de crudo, mostrado en el recuadro verde de la figura 2.1, que proporciona el nivel para las bombas

booster. Estas bombas aumentan la presión a 100 psig para proveer suficiente cabezal neto de succión positivo (NPSH) para las bombas de transferencia de crudo. Se disponen de tres bombas de relevo, con una capacidad equivalente al 50% de la producción total (35,000 BPD) cada una.

Las bombas de transferencia de crudo succionan de la descarga de las bombas *booster* y bombean crudo, bajo control de nivel, a través del puente de interconexión, hacia el *WHA* y de aquí hasta el *FSO*. Hay tres bombas de 50% con capacidad cada una (35,000 BPD).

Adicionalmente, el flujo a las tuberías es controlado por un reciclo desde las bombas de transferencia de crudo que descarga al tambor de crudo, fluyendo previamente desde las bombas de transferencia y enfriamiento de crudo recirculado PDA-E-1330 para adecuar la temperatura de la corriente entrante a las condiciones aguas abajo, lo que permite manejar una producción de bajo flujo sin apagar la bomba. El crudo que abandona la facilidad de producción central (CPF) es regulado por el control de nivel del tambor acumulador de crudo.

2.4 Emulsiones

Una emulsión es un sistema que contiene dos fases líquidas inmiscibles, una de las cuales está dispersada en la otra, y cuya estructura es estabilizada por un agente surfactante llamado emulsionante (Salager, 1999).

2.4.1 Tipos de emulsión

En la mayoría de los casos en los cuales se hace una emulsión con dos líquidos inmiscibles, uno de los líquidos es una fase acuosa y el otro una fase aceite u orgánica. Se usarán las abreviaturas W (water) y O (oil) para dichas fases, ya que en castellano las palabras agua y aceite empiezan por la misma letra (Salager, 1999). Los tipos de emulsión son:

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

2.5 Separadores

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

equipos iniciales en muchos procesos. Un diseño inadecuado puede crear un cuello de botella que reduce la capacidad de producción de la instalación completa (PDVSA, 1995).

2.5.1 Principios de la separación

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

Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos son: el *momentum* 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, 1994).

- *Momentum* (cantidad de movimiento). 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.
- 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.
- 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 de esta forma separarse por gravedad.

2.5.2 Proceso de separación

En el caso de mezclas vapor-líquido, la mezcla de fases entra al separador y, si existe, choca contra un aditamento interno ubicado en la entrada, lo cual hace que cambie el *momentum* de la mezcla, provocando así una separación gruesa de las fases. Seguidamente, en la sección de decantación (espacio libre) del separador actúa la fuerza de gravedad sobre el fluido permitiendo que el líquido abandone la fase vapor y caiga hacia el fondo del separador (sección de acumulación de líquido). Esta sección provee del tiempo de retención suficiente para que los equipos aguas abajo pueden operar satisfactoriamente y, si se ha tomado la previsión correspondiente, liberar el líquido de las burbujas de gas atrapadas.

En el caso de separaciones que incluyan dos fases líquidas, se necesita un tiempo de residencia adicional, dentro del tambor, lo suficientemente alto para la decantación de una fase líquida pesada, y la “flotación” de una fase líquida liviana. Normalmente, pueden identificarse cuatro zonas principales en los separadores (PDVSA, 1995):

- Separación primaria. Comprende la entrada de la mezcla crudo-agua-gas. El cambio en la cantidad de movimiento de las fases a la entrada del separador genera la separación gruesa de las fases.
- Separación secundaria. Está representada por la etapa de separación máxima de líquido por efecto de gravedad. Esta fuerza se encarga de

decantar hasta cierto tamaño de gotas de la fase pesada discontinua (gotas dispersas) en la fase líquida continua.

- Separación por coalescencia. En ciertas situaciones, no es aceptable que gotas muy finas de la fase pesada discontinua sean arrastradas en la fase liviana, por ello es necesario que por coalescencia, tales gotas finas alcancen un tamaño lo suficientemente grande para separarse por gravedad. Para lograrlo se hace necesario tener elementos como los eliminadores de niebla ó mallas para el caso de separadores líquido–vapor, o las esponjas o platos coalescedores, en el caso de la separación líquido–líquido
- Recolección de las fases líquidas. Las fases líquidas ya separadas requieren de un volumen de control y emergencia para una operación confiable y segura de los equipos aguas abajo.

2.5.3 Tipos de separadores

Se clasifican en dos tipos, bifásicos y trifásicos, como se describe a continuación:

a) Gas-líquido.

Los separadores horizontales o verticales sirven para separar el gas asociado al crudo que proviene desde los pozos de producción. El procedimiento consiste en que la mezcla de fluidos entrante choca con las placas de impacto o baffles desviadores a fin de promover la separación gas-líquido mediante la reducción de velocidad y diferencia de densidad. El número de separadores varía en función del volumen de producción de gas y petróleo en las estaciones (Shirley, Salager, 2004).

b) Líquido-líquido-gas

Se emplean cuando la cantidad de fase líquida pesada a retener es tal que no puede tenerse en una bota decantadora, ya que ésta sería más grande de lo que las buenas prácticas de construcción mecánica permitirían. Esta alternativa es más costosa que si se tuviese un separador líquido-líquido-gas con bota decantadora, ya que el tener la fase líquida pesada también dentro del cuerpo, aumenta el diámetro del recipiente, haciéndolo más pesado y más costoso. En este tipo de separadores, figura 2.2, el criterio primordial de diseño es que la fase líquida liviana esté libre de gotas de líquido pesado. En estos equipos, se tiene control de nivel gas-líquido y control de interfase líquido-líquido, dentro del mismo cuerpo cilíndrico, lo cual hace más complicada la operación del equipo y su relación con los procesos aguas abajo. El volumen de operación y de emergencia para la fase líquida liviana y el volumen de operación (en estos casos, casi nunca se tiene volumen de emergencia), para el líquido pesado está contenido en el cuerpo principal del separador (PDVSA, 1995).

2.6 Intercambiadores de calor

En las industrias de proceso, la transferencia de calor entre dos fluidos casi siempre se lleva a cabo en intercambiadores de calor. El tipo más común es uno en el cual el fluido caliente y el frío no entran en contacto directo el uno con el otro, sino que están separados por una pared de tubos o una superficie plana o curva. La transferencia de calor se efectúa por convección desde el fluido caliente a la pared o la superficie de los tubos, a través de la pared de tubos o placa por conducción, y luego por convección al fluido frío (Geankoplis, 1998).

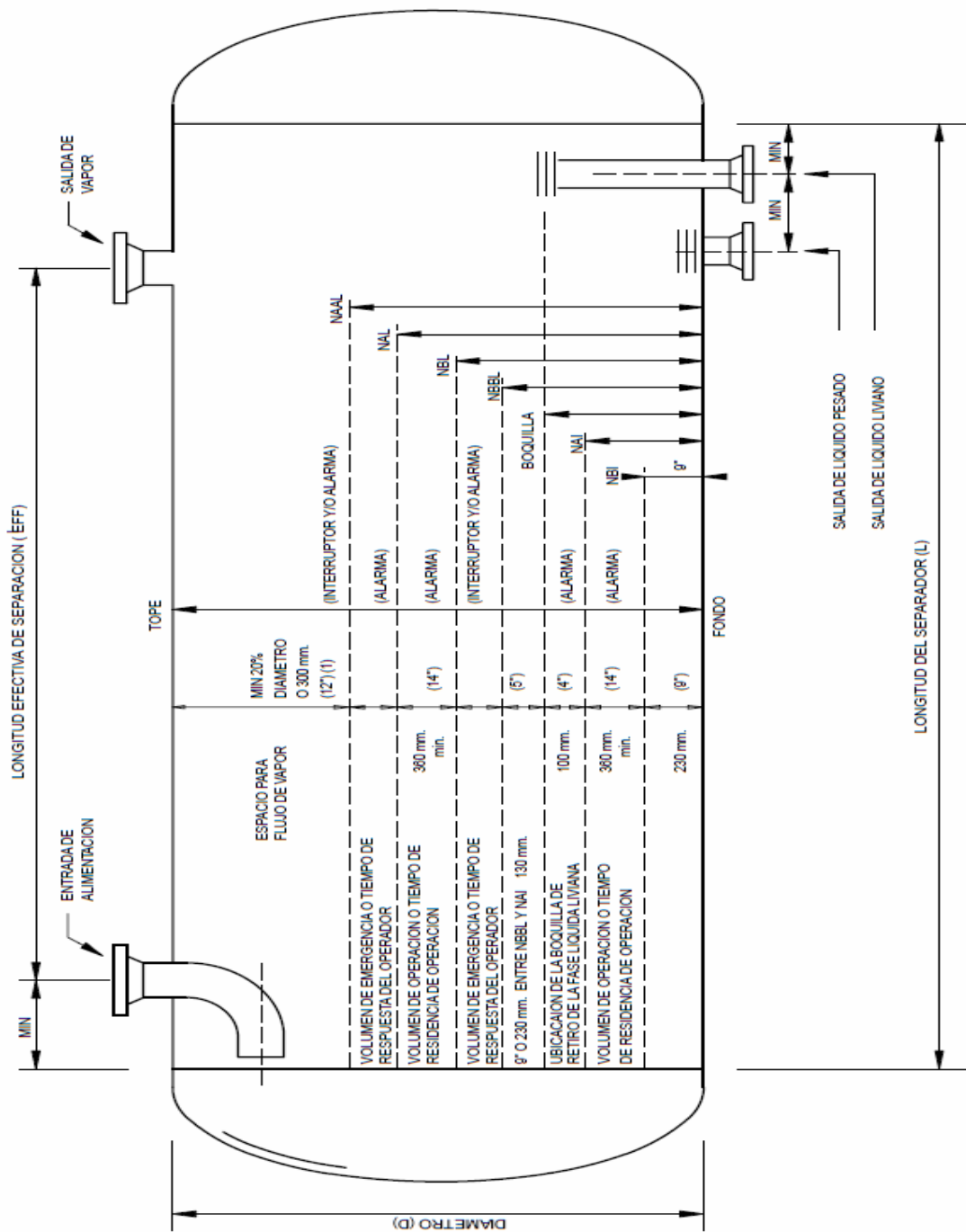


Figura 2.2. Diagrama general de un separador líquido-líquido-gas (PDVSA, 1995).

Entre los diferentes tipos de intercambiadores están los siguientes:

a) Intercambiadores de tubos y carcasa

Cuando se manejan flujos más grandes se usa un intercambiador de tubos y carcasa, comúnmente empleado en las industrias de proceso. Los flujos de estos intercambiadores son continuos. Los tubos, distribuidos en forma de puñado, están encerrados en una sola carcasa y el otro fluido fluye por el exterior de los tubos, dentro de la carcasa. En la figura 2.3 se muestra el modelo más simple de intercambiador de tubos y carcasa que corresponde a un solo paso por los tubos y un solo paso por, la carcasa, es decir, se trata de un intercambiador 1-1 a contracorriente. El fluido frío entra y circula por los tubos en paralelo en un solo paso, mientras que el fluido caliente entra por el otro extremo y fluye a contracorriente por el exterior de los tubos. Se usan deflectores transversales de tal manera que el fluido se ve forzado a fluir perpendicularmente por la batería de tubos en lugar de hacerlo en paralelo. Esta turbulencia adicional generada por el flujo transversal, aumenta el coeficiente de transferencia de calor de la carcasa. En la figura 2.4 se muestra un intercambiador 1-2 paralelo-contracorriente. El líquido en los tubos fluye pasando dos veces (tal como se indica) y el líquido de la carcasa fluye en un solo paso. En el primer paso por los tubos, el fluido frío fluye a contracorriente del fluido caliente de la carcasa y en el segundo paso por los tubos fluye en paralelo con el fluido caliente. Otras combinaciones de número de pasos son 1-2 y 1-4 (Geankoplis, 1998).



Figura 2.3. Intercambiador de calor de tubo y carcasa 1-1 (Geankoplis, 1998).

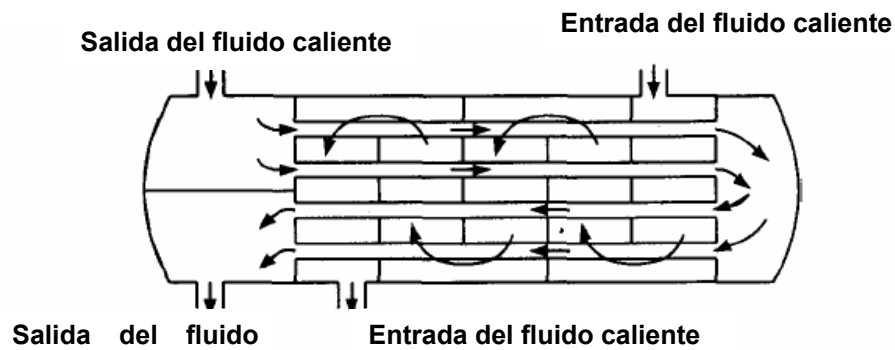


Figura 2.4. Intercambiador de calor de tubo y carcasa 1-2 (Geankoplis, 1998).

Los intercambiadores de carcasa y tubos diseñados para el CPF son del tipo AEL fabricados de acuerdo a los estándares de la Asociación de Fabricantes de Intercambiadores Tubulares (*Tubular Exchanger Manufacturers Association* "TEMA"), que lo describen de la siguiente manera:

- El cabezal anterior fijo, comúnmente llamado canal (tipo A) presenta un canal removible con una plancha de cubierta también

removible. El cabezal es usado con placa de tubo fija, tubos en U y con diseños de intercambiadores de haz removible.

- El cabezal posterior tipo L, que define el tipo de haz de tubo del intercambiador es de construcción similar al cabezal anterior fijo tipo A
- El diseño de carcasa es de un paso (TEMA E). Las boquillas de entrada y de salida están ubicadas en extremos opuestos o adyacentes de la carcasa, dependiendo del número y tipo de deflectores usados.

La figura 2.5 ilustra el diseño de los intercambiadores de calor de tubo y carcasa de TEMA AEL mencionados anteriormente.

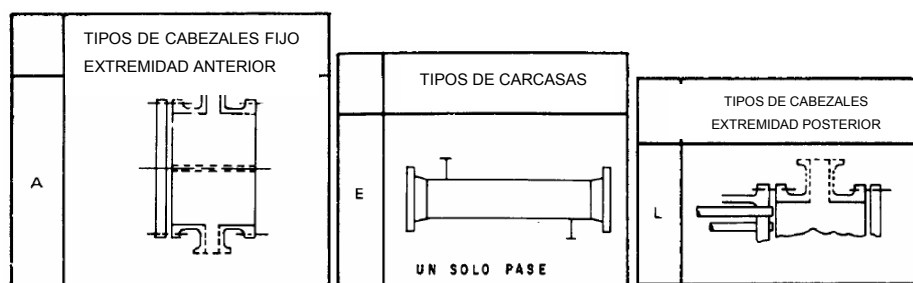


Figura 2.5. Intercambiadores de calor tipo TEMA AEL (PDVSA, 1994).

b) Intercambiadores de placas con empacadura: consisten en un conjunto de planchas de metal muy delgadas y corrugadas, mantenidas juntas en un bastidor (estructura rígida formada por una placa fija en un extremo y una columna de soporte en el otro, conectados ambos en el tope por una barra de sustentación y en el fondo por un riel guía) y selladas en sus bordes, para prevenir fugas hacia afuera, por una empacadura compresible, formando así una serie de pasadizos estrechos e interconectados, a través de los cuales

son bombeados los fluidos. El fluido caliente y el frío siguen pasadizos alternos y el calor es transferido a través de las planchas con una resistencia térmica relativamente baja. Presentan limitaciones en cuanto a su tamaño, materiales de construcción y limpieza. Siendo esta última su limitación más generalizada, puesto que el tipo de construcción (completamente soldada y estrechos pasadizos) no permite el acceso para una limpieza mecánica, y el uso de químicos no resulta completamente satisfactorio dada la dificultad de penetración del fluido de limpieza. En la figura 2.6 se muestra un intercambiador típico de placas con empacaduras, que para el CPF representan los intercambiadores de calor crudo/crudo.

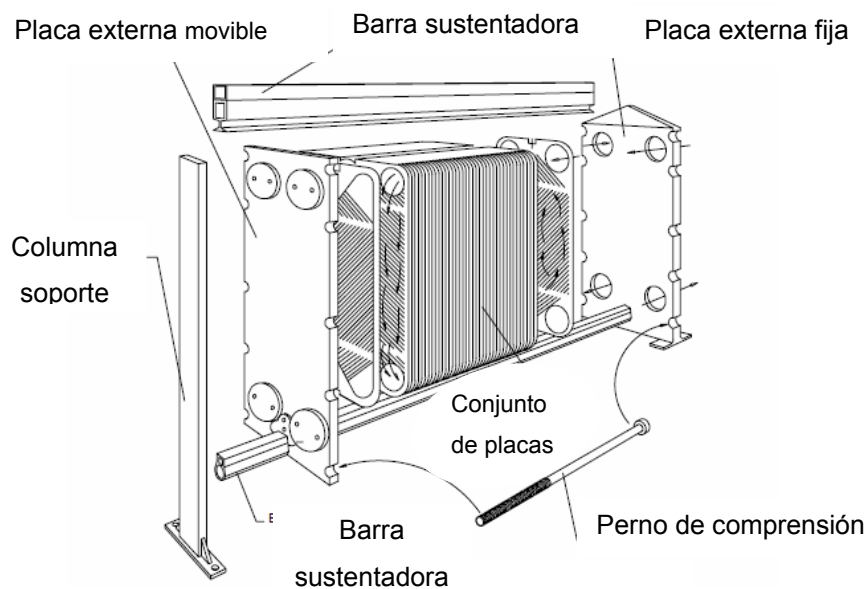


Figura 2.6. Intercambiador de placas con empacaduras (PDVSA, 1994).

2.7 Tratador electrostático

Los procesos de deshidratación electrostática consisten en someter la emulsión a un campo eléctrico intenso, generado por la aplicación de un alto voltaje entre dos electrodos. Este dispositivo, generalmente tiene características similares a los de los equipos de separación mecánica presurizados, añadiendo a éstos el sistema de electrodos y de generación de alto voltaje. 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 incrementando su contacto y su posterior coalescencia. Como efecto final se obtienen un aumento del tamaño de las gotas, lo que permite la sedimentación por gravedad (Marfisi, Salager 2004).

Un deshidratador electrostático está dividido en 3 secciones, como se muestra en la figura 2.7. La primera sección ocupa aproximadamente el 50% de su longitud y es llamada “sección de calentamiento”. La segunda sección es llamada “sección central o de control de nivel” y esta ocupa por alrededor de 10% de su longitud ubicada adyacente a la sección de calentamiento. La tercera sección ocupa el 40% de la longitud del deshidratador y es denominada “sección de asentamiento” del agua suspendida para producir crudo limpio. Las parrillas de electrodos de alto voltaje están localizadas en la parte superior del recipiente, arriba de la interfase agua-aceite (Marfisi, Salager 2004).

Algunas de las desventajas que presentan los equipos de deshidratación electrostática son:

- Requerimiento de supervisión constante en su operación.

- Instalación de sistemas de control más sofisticados, lo que incide tanto en los costos de operación como de inversión.
- Instalación de sistemas de carga para un mayor control de flujo al equipo, ya que necesitan para su operación condiciones de flujo estables y controladas.
- Los dispositivos del equipo podrían ser afectados por los cambios en las propiedades conductoras de los fluidos de alimentación, cuando se incrementa el agua, la salinidad y la presencia de sólidos.
- El nivel de agua libre es controlado por dos medidores de nivel en paralelo y con diferentes principios de operación. Esta es la variable más difícil de manejar, ya que un valor alto podría hacer que el agua tenga contacto con las parrillas energizadas y halla un corto circuito en el equipo y sus correspondientes daños al sistema eléctrico.

Las ventajas del tratamiento electrostático son:

- La emulsión puede ser rota a temperaturas muy por abajo que la que requieren los tratadores-calentadores.
- Debido a que sus recipientes son más pequeños que los calentadores, eliminadores de agua libre y “gun-barrels”, son ideales para plataformas petroleras marinas.
- Pueden remover mayor cantidad de agua que otros tratadores.
- Las bajas temperaturas de tratamiento provocan menores problemas de corrosión e incrustación.

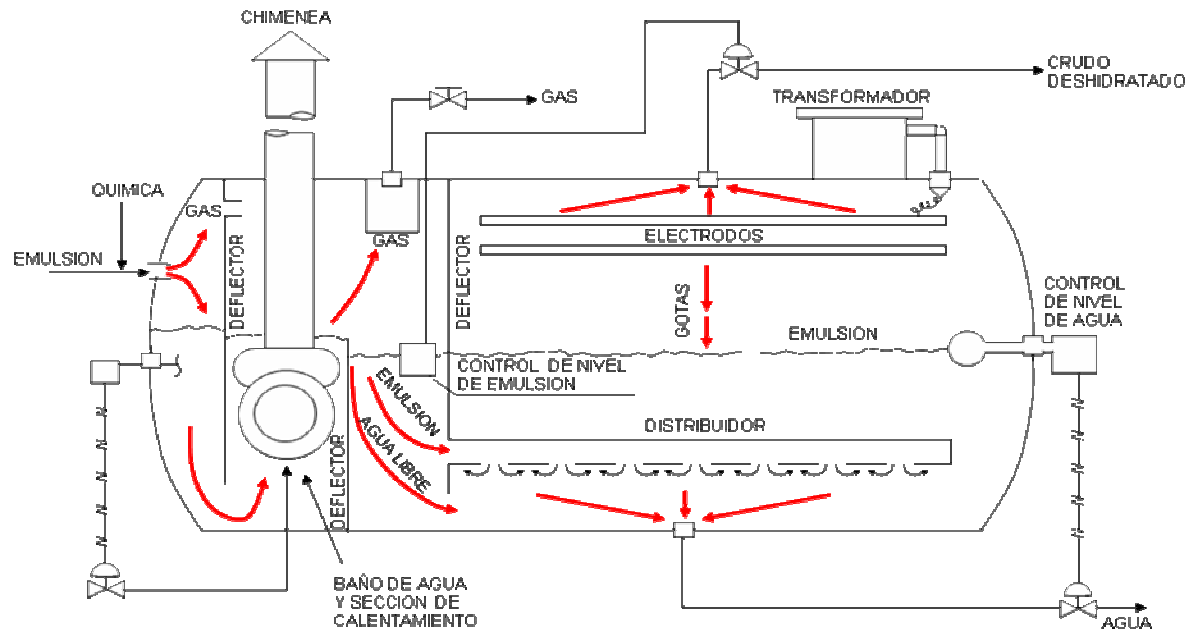


Figura 2.7. Tratador electrostático (Cadenas, 2001).

2.8 Bombas

La palabra “bomba” describe una máquina o dispositivo que se usa para mover un líquido incompresible de un lado a otro a través de conductos (Perry, 2008). Para que un fluido se desplace de un punto a otro en un sistema cerrado o en una tubería es necesario contar con una fuerza impulsora, la cual puede ser la gravedad cuando hay diferencias de nivel o un dispositivo mecánico como una bomba que incrementa la energía mecánica del fluido. Esta energía puede usarse para la presión o la elevación del mismo. Los métodos más comunes para adicionar energía son el desplazamiento positivo y la acción centrífuga.

Los siguientes aspectos del diseño de servicio de bombeo tienen la mayor influencia en la selección del tipo de bomba más económica, usualmente en este orden (Galantón, 2009):

- Caudal de flujo.
- Requerimientos de cabezal.
- Requerimientos de mantenimiento, confiabilidad.
- Viscosidad a temperatura de bombeo y ambiente.
- Requerimientos de control de flujo.

La selección del estilo particular de construcción, dentro de un tipo general, está influenciada principalmente por:

- Presión de descarga.
- NPSH disponible.
- Temperatura del fluido.
- Restricciones de instalación y oportunidades, tales como limitaciones de espacio, montaje en línea, montaje directo de la bomba en un recipiente de proceso, entre otros.

2.8.1 Bombas centrífugas

Consiste en un rodete o impulsor que gira dentro de una envoltura o carcasa. El rodete consiste en un cierto número de álabes o paletas, abiertos o encerrados en una corona, montados sobre un eje que sobresale de la carcasa. El eje de rotación de los rodetes se coloca horizontal o vertical, según el trabajo que haya de realizar. Los rodetes pueden ser de simple aspiración o de doble aspiración, esto es, que el líquido entre por un costado solamente o por los dos costados (Perry, 1996). En la figura 2.8 se muestran las partes de una bomba centrífuga.

2.8.2 Cavitación y cabezal neto positivo de succión (NPSH)

El problema principal que puede desarrollar una bomba es la cavitación, el cual es un término estrechamente relacionado y casi sinónimo de ebullición, que describe la formación de burbujas de vapor cuando la presión de vapor de un líquido aumenta, con un incremento de temperatura, hasta un punto en que iguala o excede la presión estática a la cual el líquido está expuesto. Una manera de identificar si existe la posibilidad de cavitación en un equipo de bombeo de líquidos es mediante la comparación entre la carga neta de succión positiva (NPSH) disponible y requerida.

El NPSH requerido se refiere al NPSH que se requiere en la brida de entrada de la bomba, o en la línea central del impulsor, según haya sido señalado por el fabricante, para una operación satisfactoria a las condiciones nominales especificadas. Este representa el cabezal necesario para que el líquido fluya sin vaporizarse desde la entrada de la bomba a un punto en el ojo del impulsor donde los álabes comienzan a impartir energía al líquido.

El NPSH disponible hace referencia a la carga (caída de presión) que dispone la bomba, por lo que siempre debe ser mayor al requerido para que no ocurra la cavitación (McNaughton, 1999).

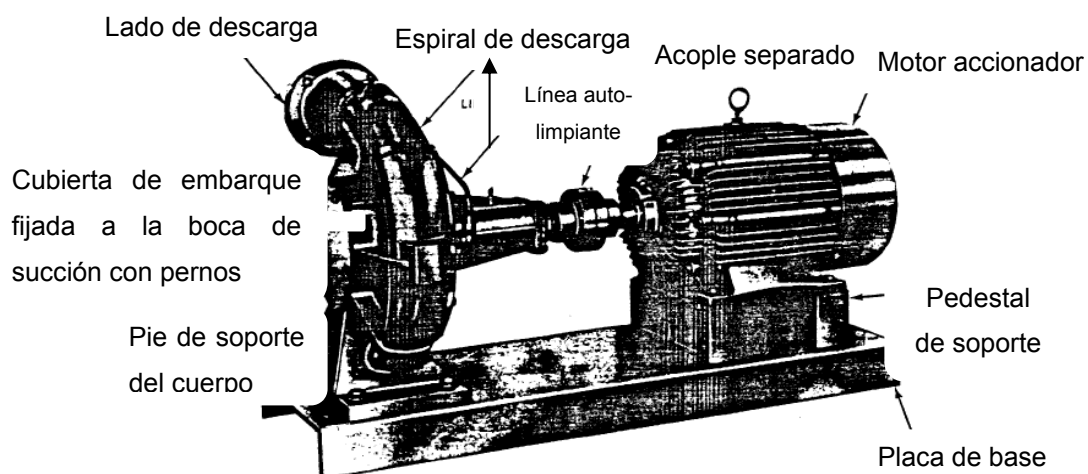


Figura 2.8. Partes de una bomba centrífuga (PDVSA, 1994).

2.9 Tanques de almacenamiento

Son estructuras metálicas formadas por láminas de acero soldada o empernadas entre sí, para formar un recipiente, de formas geométricas, esféricas, que permiten almacenar grandes volúmenes de productos hidrocarburíferos, bajo un diseño de construcción apegado a las normas y especificaciones utilizadas en la industria petrolera (Fernández, Gaibor, 2009).

2.9.1 Clasificación de tanques de almacenamiento

Según Fernández y Gaibor (2009), se clasifican en:

- Tanques de techo fijo. Se emplean para contener productos no volátiles o de bajo contenido de livianos (no inflamables) como son: agua, diesel, asfalto, petróleo crudo y otros, debido a que al disminuir la columna del fluido, se va generando una cámara de aire que facilita la evaporación del fluido, lo que es altamente

peligroso. A su vez, los techos fijos se clasifican en: autosoportados y soportados.

- Tanques de techo flotante. Se emplean para almacenar productos con alto contenido de volátiles, como son: alcoholes, gasolinas y combustibles, en general. Este tipo de techo fue desarrollado para reducir o anular la cámara de aire, o espacio libre entre el espejo del líquido y el techo, además de proporcionar un medio aislante para la superficie del líquido, reducir la velocidad de transferencia de calor al producto almacenado durante los periodos en que la temperatura ambiental es alta, evitando así la formación de gases que ocasionen la contaminación del ambiente y, al mismo tiempo, se reducen los riesgos al almacenar productos inflamables.
- Tanques sin techo. Se usan para almacenar productos que pueden tener contacto con el aire y se pueden evaporar a la atmósfera, como el caso del agua cruda, residual, contra incendios, entre otros.

2.10 Simulador HYSYS

El programa de simulación de procesos HYSYS es de carácter interactivo desarrollado por la empresa “ASPENTECH”; este tipo de programa interpreta la información suministrada automáticamente y ejecuta cualquier cálculo que permitan los datos proporcionados. Tiene varias características, entre las cuales se encuentra la estructura modular no secuencial, que brinda al usuario la opción de alimentar la información en el orden que mejor se adecue a sus necesidades, además permite con su inteligencia preconstruida la realización de cálculos de diagramas de procesos (Hyprotech, 2001).

2.10.1 Selección de paquetes de propiedades

El simulador de procesos Aspen Hysys 7.1 ofrece una variedad de modelos termodinámicos que pueden ser clasificados de acuerdo a sus características, según Hyprotech (2001), en:

a) Ecuaciones de estado

Dentro del grupo de ecuaciones de estado, la más resaltante para la representación de líquidos, gas, petróleo y aplicaciones petroquímicas es la ecuación de estado Peng-Robinson, por ello es altamente recomendada como paquete de propiedades para una variedad de sistemas en un amplio rango de condiciones. Este modelo puede representar sistemas bifásicos y trifásicos con un alto grado de eficiencia y confiabilidad. Los modelos de ecuaciones de estado disponibles en el simulador de procesos Hysys son:

- *GCEOS*. Permite definir e implementar una ecuación cúbica de estado generalizada que incluye reglas de mezcla.
- *Lee-Kesler Plocker*. Es el modelo más exacto para sustancias no polares y mezclas
- *Kabadi Danner*. Es una modificación de la ecuación de estado Soave-Redlich-Kwong (SRK), realiza cálculos de equilibrio líquido-líquido-vapor y sistemas de agua-hidrocarburos diluidos.
- *Peng-Robinson (PR)*. Ideal para cálculos de equilibrio líquido-vapor, densidades de líquidos en sistemas de hidrocarburos. Es una modificación de la ecuación de PR original extendida en un alto rango de aplicabilidad. En el caso de un sistema altamente no ideal se requiere emplear un modelo de actividad para la fase líquida.
- *PRSV*. Es una modificación de la ecuación de estado PR que extiende su aplicación para sistemas moderadamente no ideales.

- *Soave-Redlich-Kwong (SRK)*. Proporciona resultados similares a los de la ecuación de estado de PR, aunque su rango de aplicación es más limitado.
- *Sour PR y Sour SRK*. Toman en cuenta la disociación de los componentes H_2S , CO_2 y NH_3 en especies iónicas y su interacción con el agua; se aplica especialmente para calcular la solubilidad de estos componentes en agua.
- *Zudkevitch Joffe*. Es una modificación de la ecuación de estado Redlich-Kwong (RK); se emplea en la predicción de equilibrio líquido-vapor para sistemas de hidrocarburos y sistemas con alto contenido de hidrógeno.

Adicionalmente el simulador de procesos cuenta con diferentes modelos de actividad, modelos de Chao Seader-Grayson Streed, modelos de presiones de vapor y misceláneos para seleccionar el paquete termodinámico indicado bien sea el caso a estudiar.

CAPÍTULO III

DESARROLLO DEL TRABAJO

3.1 Estimación de las características del crudo segregado proveniente de los pozos productores de los yacimientos 70A, 70B y 70E del campo Corocoro

Para la estimación de las características del crudo segregado que se usará como alimentación en la facilidad central de producción (*CPF*), una vez que ésta se ponga en operación, se elaboró un crudo modelo (mezcla bifásica de crudo y gas) a partir de la combinación de los fluidos de producción provenientes de los yacimientos 70A, 70B y 70E del campo Corocoro y mediante el uso del simulador de procesos Aspen Hysys 7.1 se determinaron las propiedades de dicho crudo; necesarias para la simulación del sistema de estabilización de crudo de esta facilidad.

Para cumplir con este objetivo se requería de la composición y condiciones de presión y temperatura de los yacimientos mediante la realización de pruebas de laboratorio con muestras representativas de cada crudo; pero, debido a la imposibilidad de ejecutar las mismas se empleó como referencia la data histórica de caracterización de pozos de los yacimientos 70A efectuada en 2002, y de los yacimientos 70B y 70E realizadas en el año 2006. Esta información consistió en una serie de análisis cromatográficos, a 0 psig y 120°F, realizados al gas y líquido residual (petróleo crudo), obtenidos luego de la separación *flash* de diferentes muestras representativas de los fluidos encontrados en las arenas productoras. A partir de los cromatogramas se determinó la composición molar del gas y del crudo.

Se contó con el apoyo de la gerencia de producción, la cual suministró información sobre la producción mensual estimada por cada yacimiento productor, hasta el mes de diciembre de 2011 (anexo A), determinándose que para el

01/10/2011 se obtendrán los flujos máximos a extraerse por la plataforma de cabezales de pozos, con los cuales fue posible evaluar las condiciones del *CPF*.

Seguidamente, se procedió a la elaboración del diagrama de flujo de proceso (PFD, por sus siglas en inglés) con el simulador de procesos Aspen Hysys 7.1, para lo cual se realizaron los siguientes pasos:

- a) Seleccionar los componentes puros presentes en los fluidos de producción, a partir de la base de datos del simulador.
- b) Escoger la ecuación termodinámica del simulador (etapa fundamental en el desarrollo de la simulación); la cual fue Peng–Robinson (PR) debido a que es la recomendada para hidrocarburos gaseosos y aplicaciones petroquímicas, pues representa correctamente una amplia variedad de sistemas y en un amplio intervalo de condiciones (de vacío, alta presión y temperaturas mayores a 456 °C (Hyprotech, 2001). Asimismo, PR, a diferencia de Soave-Redlich-Kwong (SRK), predice satisfactoriamente y en un rango menos limitado, la distribución de componentes tales como pesados (principal problema de los métodos de ecuaciones de estado tradicionales) y livianos, sistemas con gases ácidos o aguas ácidas, además de disoluciones acuosas de glicoles usadas en la etapa de regeneración de glicol de las torres contactoras de glicol (Hyprotech, 2001). Aunque estos equipos no fueron evaluados en este trabajo, influyen en cierta medida sobre los resultados finales de la simulación del sistema de estabilización.
- c) Definir la corriente de crudo de cada yacimiento productor, seleccionando la función “*oil manager*”, posteriormente “análisis cromatográfico” (*chromatograph*), en donde se introdujeron los valores correspondientes a la composición y propiedades del crudo, tablas 3.1 y 3.2, respectivamente.

Tabla 3.1. Composición molar de líquido residual (crudo) en las muestras provenientes de los yacimientos productores del campo Corocoro.

Componentes	Composición molar (%) para cada yacimiento productor		
	70 ^a	70B	70E
Metano	0,000	0,020	0,038
Etano	0,100	0,030	0,029
Propano	0,410	0,200	0,198
iso-Butano	0,210	0,150	0,059
n-Butano	0,780	0,750	0,398
iso-Pentano	0,760	0,770	0,096
n-Pentano	1,090	1,260	0,287
Hexano	2,600	3,410	0,947
M-C-Pentano	0,000	1,010	0,437
Benceno	0,000	0,140	0,165
Ciclohexano	0,000	0,500	0,069
Heptano	4,830	4,440	1,196
M-C-Hexano	0,000	1,660	0,484
Tolueno	0,000	1,080	0,224
Octano	6,600	5,230	2,592
E-Benceno	0,000	0,650	0,409
M/P-Xileno	0,000	1,190	0,303
O-Xileno	0,000	0,430	0,281
Nonano	6,410	5,000	3,470
1,2,4-TMB	0,000	0,850	0,464
Decanos	5,790	5,240	3,631
C11	4,800	5,010	3,918
C12	4,250	4,570	4,339
C13	4,520	4,170	4,498
C14	3,800	3,820	4,185
C15	3,740	3,460	4,064
C16	3,150	3,150	3,745
C17	2,800	2,820	3,281
C18	2,700	2,600	3,454

Tabla 3.1 Composición molar de líquido residual (crudo) en las muestras provenientes de los yacimientos productores del campo Corocoro (Continuación).

Componentes	Composición molar (%) para cada yacimiento productor		
	70 ^a	70B	70E
C19	2,590	2,420	3,366
C20	2,150	2,200	2,684
C21	1,960	2,010	2,549
C22	1,810	1,830	2,349
C23	1,670	1,690	2,154
C24	1,520	1,570	2,012
C25	1,450	1,420	1,913
C26	1,240	1,300	1,848
C27	1,240	1,200	1,722
C28	1,180	1,110	1,525
C29	1,140	1,010	1,660
C30 Plus	22,710	18,680	28,907

Tabla 3.2. Propiedades del líquido residual (crudo) en las muestras provenientes de los yacimientos productores del campo Corocoro.

Propiedad	Valor según el yacimiento		
	70 ^a	70B	70E
Masa molecular	303,0	300	397,3
Gravedad API (°API)	22,6	23,14	15,90
Viscosidad a 100 °F (cSt)	-	42	593
Viscosidad a 210 °F (cSt)	-	7	29

- d) Especificar la corriente de gas asociado al crudo, empleando la información cromatográfica (a 0 psig y 120°F) reportada en la tabla 3.3.
- e) Elaborar el diagrama de flujo de proceso (PFD) para la determinación de las características del crudo segregado, utilizando las herramientas y equipos del simulador y la información reportada en las tablas 3.1 a 3.3. Para lograr esto se hizo uso de la plantilla de operaciones unitarias disponible en el programa Aspen Hysys, seleccionando un expansor y conectándolo a cada corriente de gas y una bomba conectada a cada corriente de crudo. Posteriormente, se mezclaron las corrientes de crudo y gas utilizando un mezclador; sin embargo, al verificar las condiciones de la mezcla se apreció un aumento de la temperatura, por lo cual se empleó un enfriador. El PFD desarrollado se muestra en la figura 3.1, y las propiedades del crudo segregado resultante en las tablas 4.1 y 4.2 del capítulo IV.

Tabla 3.3. Composición molar del gas en las muestras provenientes de los yacimientos productores del campo Corocoro.

Componentes	Composición molar (%) para cada yacimiento productor		
	70A	70B	70E
H ₂ S	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,365	0,370	0,240
N ₂	0,025	0,110	1,59
Metano	68,643	66,690	83,250
Etano	8,700	10,300	5,020
Propano	7,965	9,030	4,180
iso-Butano	1,402	1,770	0,510
n-Butano	4,220	4,610	1,860
iso-Pentano	1,954	1,590	0,340
n-Pentano	2,150	1,790	0,450
Hexano	2,150	1,760	0,630
Heptano	1,471	0,620	0,640
Octano	0,732	0,240	0,560
Nonano	0,184	0,140	0,530
Decano	0,000	0,050	0,140
Decano	0,039	0,000	0,000
Undecano	0,000	0,000	0,060
Benceno	0,000	0,050	0,000
Tolueno	0,000	0,120	0,000
E-Benceno	0,000	0,010	0,000
m/p-Xileno	0,000	0,020	0,000
o-Xileno	0,000	0,000	0,000
m-c-Pentano	0,000	0,290	0,000
Ciclohexano	0,000	0,260	0,000
m-c-Hexano	0,000	0,180	0,000

3.2 Realización de la simulación del sistema de estabilización de crudo de la facilidad central de producción, usando el crudo segregado de los yacimientos 70A, 70B Y 70E

Para la simulación se utilizó el programa Aspen Hysys 7.1 y los diagramas de flujo de proceso (PFD) del sistema de estabilización de crudo del *CPF* (anexo B) como modelo para la disposición de los equipos en el ambiente de simulación. Igualmente, se requirió elaborar el modelo de simulación, denominado “base de diseño” de acuerdo a los datos de diseño de los equipos (anexo C), empleando como alimentación la caracterización de del yacimiento 70A realizada en el año 2002, para posteriormente verificar los esquemas de simulación e identificar las desviaciones del proceso.

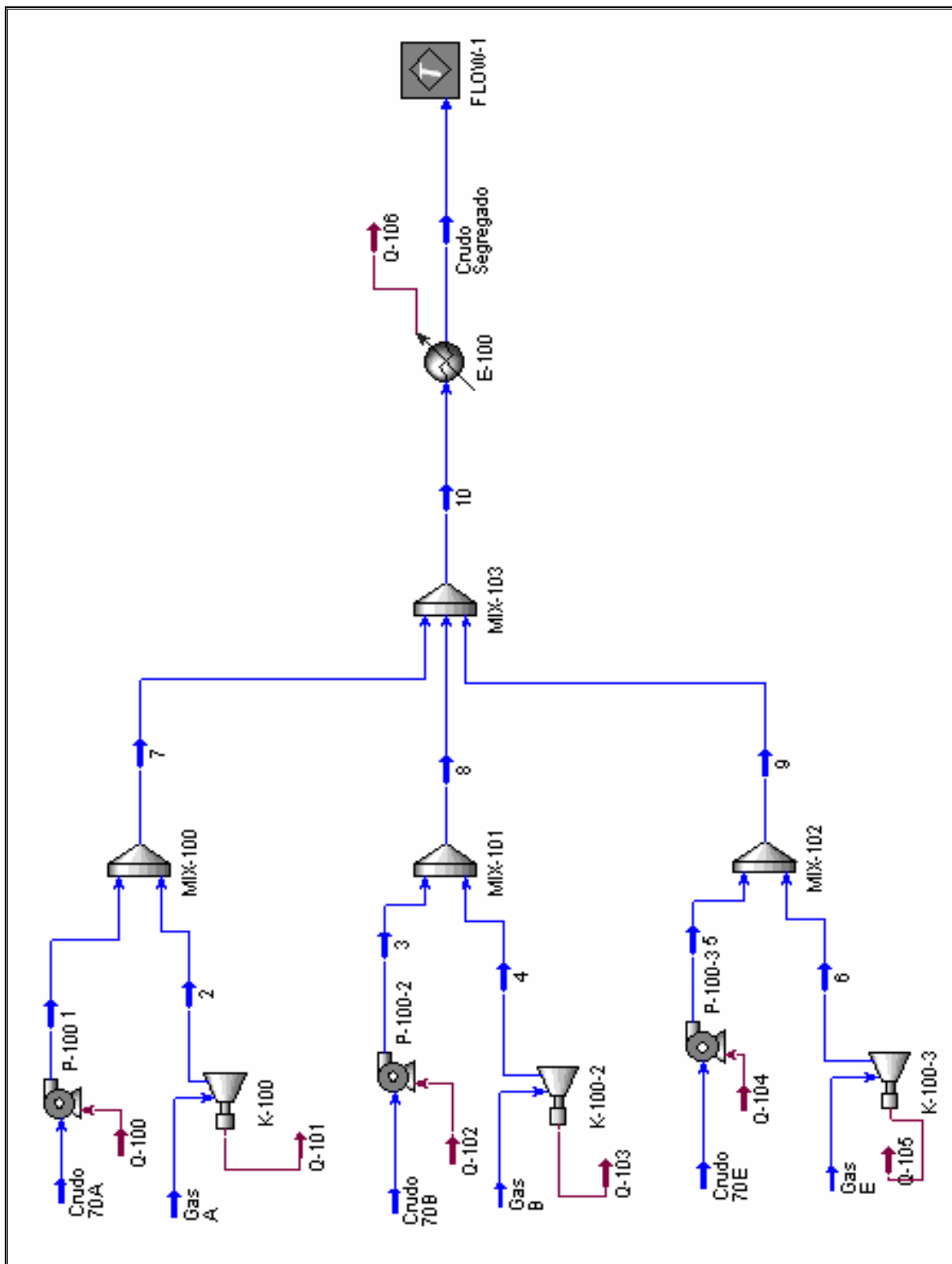


Figura 3.1 PFD para la determinación de las características del crudo segregado.

3.2.1 Elaboración del modelo de simulación a las condiciones de diseño

Para el modelo de simulación a condiciones de diseño fue necesario definir las corrientes de alimentación, que corresponden al crudo del yacimiento 70A, cuya composición molar se muestra en la tabla 3.1, y a la del agua asociada al respectivo yacimiento. Adicionalmente al sistema ingresa una corriente de recirculación de gas de la que solo se cuenta información referida a su flujo volumétrico correspondiente a 5 MMPCED y presión de 160 psig, por lo que fue necesario simular totalmente los procesos realizados en el CPF para así definir su composición molar y temperatura. Estas corrientes son consideradas como líneas de proceso en el ambiente de simulación, cuyas características se reportan en la tabla 3.4.

Tabla 3.4. Propiedades de las corrientes de alimentación al CPF.

Variable	Crudo	Agua
Temperatura (°F)	120	120
Presión (psig)	150	150
Fracción de vapor	0,4535	0
Flujo molar (kgmol/h)	2.984,2	9.466,3
Flujo másico (kg/h)	457.632,3	170.582,73
Flujo volumétrico (BPD)	538.582,3	25.367,7
Masa molecular	153,35	18,02
API (60°F)	40,96	10
Viscosidad a 100 °F (cp)	6,827	-
Viscosidad a 210 °F (cp)	2,090	-

Luego, se seleccionó en el ambiente de simulación los equipos pertenecientes al sistema de estabilización; los cuales fueron divididos en

dos secciones, tal como se establece en el manual de operaciones del *CPF* y denominadas como: (a) sección de estabilización de crudo húmedo y deshidratación; (b) sección de almacenamiento y transferencia de crudo. Es importante señalar que en la filosofía de operación del *CPF* se indica la existencia de dos trenes de producción (A y B), capacitados para manejar el 50% de la producción total cada uno.

A continuación se presentan los equipos del sistema de estabilización de crudos del *CFP* por cada sección:

a) Sección de estabilización de crudo húmedo y deshidratación

Esta primera sección está comprendida por los equipos reportados en la tabla 3.5 y descritos a continuación (figura 3.2):

- Calentador del separador de entrada. Según la filosofía de operación son intercambiadores de calor de tipo tubo y carcasa, pero en el ambiente de simulación se representaron como equipos calentadores, ya que éstos aportan la energía requerida para calentar la corriente de proceso sin tomar en cuenta las condiciones del fluido de calentamiento. Las condiciones fijadas para representar estos equipos fueron las especificaciones de presión y de temperatura de la corriente de salida del crudo, reportadas en la tabla 3.6.
- Separador de entrada. Los separadores de entrada son separadores trifásicos, cuya alimentación proviene de los calentadores del separador de entrada. Las condiciones de diseño se muestran en la tabla 3.7, las cuales corresponden principalmente a las especificaciones de las corrientes de gas. Por otro lado, para evitar la representación de los cortes de agua, crudo y gas a la salida del separador, mediante la división de las

corrientes, se especificó la fracción arrastrada de cada producto en la opción “*carry over setup*” de la ventana que define la capacidad del equipo (*rating*): 30 %v/v de agua en el crudo de salida, 0,25 %v/v de crudo en el agua de salida y 0,06% v/v de crudo en el gas de salida del sistema.

Tabla 3.5. Equipos de la sección de estabilización de crudo húmedo y deshidratación del sistema de estabilización de crudo.

Equipos de la sección de estabilización de crudo húmedo y deshidratación	TAG
Calentador del separador de entrada de trenes A/B	PDA-E-1030 A/B
Separador de entrada de trenes A/B	PDA-V-1020 A/B
Intercambiador de crudo húmedo/crudo seco de los trenes A/B	PDA-E-1040 A/B-C/D
Calentador de crudo trenes A/B	PDA-E-1210 A-B
Desgasificador de baja presión de trenes A/B	PDA-V-1220 A-B
Separador electrostático de trenes A/B	PDA-H-1200 A-B

Tabla 3.6. Condiciones de diseño para los calentadores del separador de entrada de los trenes A/B.

Corriente	Equipo	T ₂ (°F)	P ₂ (psig)	ΔP (psi)
3	PDA-E-1030 A/B	140	100	10

T₂: temperatura de salida de la corriente de crudo, en °F; P₂: presión de salida de la corriente de crudo, en psig; ΔP: caída de presión máxima permitida dentro del calentador, en psi.

Tabla 3.7. Condiciones de diseño para los separadores de entrada de los trenes.

Corriente	Equipo	T (°F)	P (psig)	ΔP (psi)	TAG _{válvula}	$\Delta P_{válvula}$ (psi)
6	PDA-V-1020 A/B	140	100	10	FCV-104	50

T: temperatura de salida de la corriente de crudo, en °F; P: presión de salida de la corriente de crudo, en psig; ΔP : caída de presión máxima permitida dentro del separador, en psi; TAG_{válvula}: identificación de la válvula controladora de presión en el PFD de simulación; $\Delta P_{válvula}$: caída de presión en la válvula de salida del separador, en psi.

- Intercambiadores de calor crudo/crudo. Son, según la filosofía operacional, de tipo placas y empacaduras. Por cada tren de deshidratación existe un par de intercambiadores, pero el modelo de simulación se representó un único dispositivo que incluyó las características de ambos equipos. En la tabla 3.8 se reportan las variables suministradas al simulador de procesos, las cuales fueron las condiciones de presión y de temperatura a la salida del crudo húmedo (fluido frío) y la presión del crudo seco (fluido caliente) en la corriente de salida.
- Calentadores de crudo. Son intercambiadores de tubo y carcasa, pero en el ambiente de simulación se representaron como equipos calentadores, ya que éstos aportan la energía requerida para calentar la corriente de proceso sin tomar en cuenta las condiciones del fluido de calentamiento. Las condiciones de diseño suministradas al simulador fueron las especificaciones de la corriente de salida

reportadas en la tabla 3.9. Con relación a las corrientes de entrada, éstas son las correspondientes al crudo húmedo a la salida de los intercambiadores de calor crudo/crudo, que ya se encuentran definidas.

- Desgasificadores de baja presión. Son separadores bifásicos que operan a 15 psig; para su simulación se utilizaron separadores convencionales. Las variables suministradas para desarrollar el modelo de los desgasificadores fueron las presiones de salida de los calentadores de crudo, dadas en tabla 3.10.

Tabla 3.8. Condiciones de diseño para los intercambiadores de calor crudo/crudo de los trenes A/B.

Equipo	Crudo húmedo (fluido frío)			Crudo seco (fluido caliente)	
	Corriente	T ₂ (°F)	P ₂ ' (psig)	Corriente	P ₂ (psig)
PDA-E-1040 A/B/C/D	9	163,40	25	12	10

T₂: temperatura de salida del crudo húmedo (fluido frío), en °F.

P₂: presión de salida del crudo húmedo (fluido frío), en psig.

P₂': presión de salida del crudo caliente (fluido seco), en psig.

Tabla 3.9. Condición de diseño para el calentador de crudo de los trenes A/B.

Corriente	Equipo	T (°F)	P (psig)	ΔP (psi)
10	PDA-E-1210 A/B	200	15	10

T: temperatura de salida del crudo a la salida del calentador de crudo, en °F.

P: presión de salida del crudo a la salida del calentador de crudo, en psig.

ΔP : caída de presión máxima permitida dentro del calentador de crudo, en psi.

Tabla 3.10. Condición de diseño para el desgasificador de los trenes A/B.

Corriente	Equipo	Presión de operación por diseño (psig)
13	PDA-V-1220 A/B	15

- Tratador electrostático. En este equipo se lleva a cabo la ruptura de la emulsión agua-crudo para la separación de las fases en dos corrientes. El simulador de procesos *Aspen Hysys* no cuenta con la opción para representar un separador líquido-líquido, por lo que se empleó un separador trifásico haciendo la corriente de gas nula. Con respecto a las corrientes de salida de agua y de crudo en este tratador, se utilizó la misma metodología que en los separadores de entrada, es decir, definiendo la fracción de agua en el crudo (en la ventana de capacidad del equipo) de acuerdo a la especificación de diseño: 0,5 %v/v de agua en la corriente de crudo deshidratado. Las condiciones de la corriente de entrada a cada separador electrostático corresponden a la descarga del desgasificador de baja presión, anteriormente definidas.

b) Sección de almacenamiento y transferencia de crudo

Esta sección tiene la particularidad de comenzar aguas abajo de la válvula controladora de nivel del intercambiador de calor crudo/crudo, en la

cual hay una caída de presión de 5 psi. Los equipos que conforman la sección de almacenamiento y transferencia de crudo se muestran en la tabla 3.11 y en el modelo de simulación desarrollado en la figura 3.3.

Tabla 3.11 Equipos de la sección de almacenamiento y transferencia de crudo en los tren A/B del sistema de estabilización de crudo.

Equipos de la sección de almacenamiento y transferencia de crudo	TAG
Tambor acumulador	PDA-V-1300
Bombas <i>booster</i>	PDA-P-1320 A/B/C
Bombas de transferencia de crudo	PDA-P-1340 A/B/C

A continuación se describen cada uno de los equipos de esta sección:

- Tambor acumulador. Son recipientes que permiten lograr el nivel necesario para alcanzar el NSPH requerido por las bombas *booster* y asegurar el ingreso únicamente de líquido a las mismas. Se representó como un separador porque este tipo de recipiente permite la separación total de las fases líquida y gaseosa.

La variable suministrada fue la presión de salida de la válvula ubicada antes del tambor acumulador, dada en la tabla 3.12.

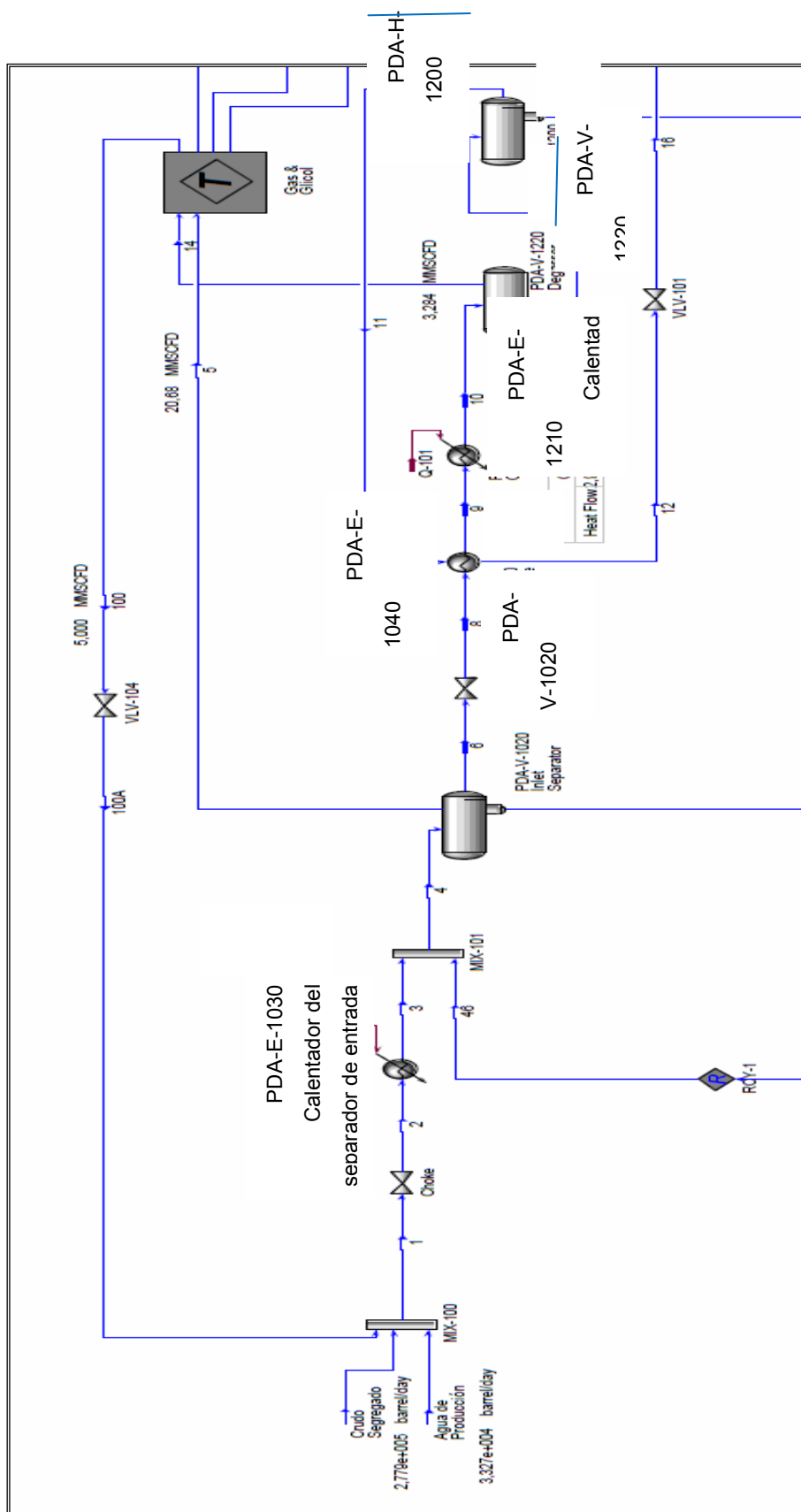


Figura 3.2. PFD desarrollado para la sección de estabilización de crudo húmedo y deshidratación.

Tabla 3.12. Condición de diseño para el tambor acumulador.

Corriente	Equipo	Presión de operación por diseño (psig)
18	PDA-V-1300	5

- Bombas *booster*. El sistema de estabilización cuenta con tres bombas *booster*, dos en operación y una de respaldo. En el modelo de simulación desarrollado se representaron como un único dispositivo que abarca las características de las bombas de operación. La condición dada al simulador fue la presión de descarga, expuesta en la tabla 3.13, debido a que la presión de succión se definió aguas arriba del proceso, específicamente en el crudo de salida del desgasificador de baja presión.

Tabla 3.13. Condición de diseño para las bombas *booster*.

Corriente	Equipo	Presión de descarga (psig)
19	PDA-P-1320 A/B/C	100

- Bombas de transferencia de crudo. En el caso de las bombas de transferencia de crudo seco, la línea de succión está constituida por el flujo de líquido a la salida de los las bombas *booster*. Es de señalar que existen tres bombas con 50% de eficiencia cada una (capacidad de 35.000 BPD), dos en operación y una de respaldo. La tabla 3.14 muestra la condición de diseño para la simulación de estos equipos.

Tabla 3.14 Condición de diseño para las bombas de transferencia de crudo.

Corriente	Equipo Asociado	Presión de descarga (psig)
Crudo estabilizado	PDA-P-1340 A/B/C	620

3.2.2 Elaboración de la simulación a condiciones de capacidad proyectada de producción

Las condiciones de operación esperadas a la entrada del *CPF*, según datos suministrados por la gerencia de producción, son 160 psig y 120 °F.

La simulación fue realizada siguiendo las mismas especificaciones de temperatura y de presión contempladas en la simulación a condiciones de diseño, pues la facilidad se encuentra en fase de instalación y no existen condiciones operacionales. Fueron sustituidas las condiciones de alimentación en el caso diseño por las condiciones de composición y flujo volumétrico del crudo segregado calculadas en la sección 3.1 y reportadas en las tablas 4.1 y 4.2 en el capítulo IV.

El nuevo flujo volumétrico estimado de agua asociada al crudo segregado se reporta en la tabla 3.15, según lo establecido en el reporte de producción mensual de la gerencia de producción (anexo A); mientras que las características composicionales del

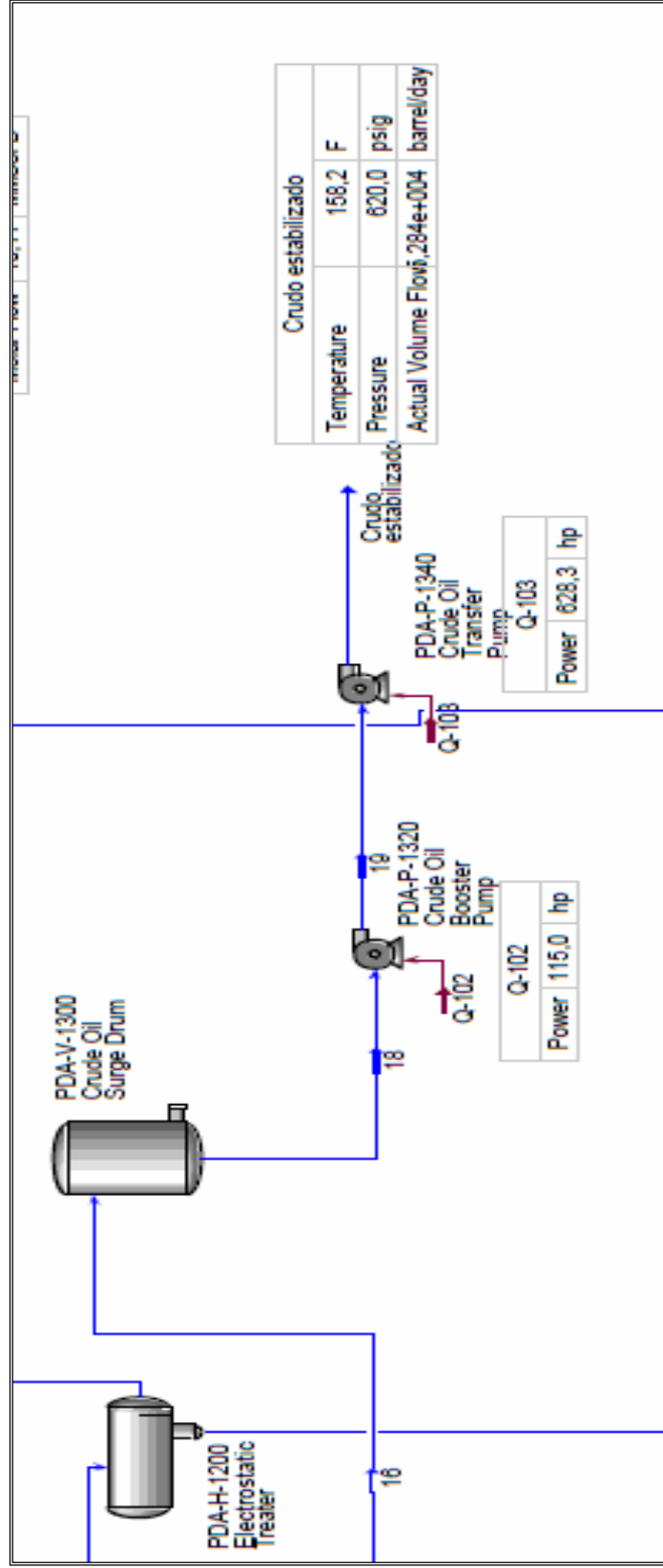


Figura 3.3. PFD desarrollado para el sistema de almacenamiento y transferencia de crudo del

reciclo de gas condensado proveniente del sistema de tratamiento de gas (constituido por las corrientes del depurador de gas combustible, las bombas del separador tratador enfriador de gas y una mezcla agua-crudo de la bomba del depurador del mechorrio de baja presión), fueron obtenidas al realizar la representación completa de la facilidad central de producción; pues sólo se tenía disponible la información referida al flujo volumétrico total de 5 MMPCED a 160 psig de presión.

Tabla 3.15 Características estimadas del agua asociada al crudo segregado

Variable	Agua asociada
Temperatura (°F)	120
Presión (psig)	160
Flujo volumétrico estándar (BEPD)	32.450,83

La simulación se realizó por cada sección del sistema de estabilización de crudo, descrita a continuación:

a) Sección de estabilización de crudo húmedo y deshidratación

En lo referente a la sección de separación de entrada, conformada por calentadores de entrada, separadores de entrada, intercambiadores de calor crudo/crudo, calentadores de crudo, desgasificadores y separadores electrotáticos, el PFD de simulación realizado en el caso de diseño sirvió de referencia para las condiciones de presión y de temperatura para este nuevo escenario, en ausencia de datos operacionales. En cuanto a los diferentes equipos asociados se procedió de la siguiente manera:

- Calentador del separador de entrada: para estos calentadores, previos a los separadores de entrada, se utilizó el mismo esquema representado en el caso de diseño; las variables suministradas a estos equipos para modelar la transferencia de calor fueron las condiciones de temperatura en las líneas de salida y la caída de presión establecidas en el diseño del equipo reportadas en la tabla 3.6.
- Separador de entrada. En el caso de los separadores de entrada se definieron las condiciones de salida para cada corriente: 30 %v/v de agua en el crudo, 0,06 %v/v de condensado en del gas y 0,25 %v/v de agua en el crudo, pues éstas son las condiciones críticas del proceso (30 % v/v de agua es el valor máximo permitido en los separadores electrostáticos); además se definieron la caída de presión y la temperatura según las condiciones de diseño dadas en la tabla 3.7.
- Intercambiadores de calor crudo/crudo. En estos equipos de transferencia de calor, las variables suministradas fueron la caída de presión que experimenta cada fluido y la temperatura de salida del crudo seco (fluido caliente) siguiendo las condiciones de diseño reportadas en tabla 3.8.
- Calentadores de crudo. Las variables suministradas para modelar la transferencia de calor fueron las condiciones de temperatura en las líneas de salida y la caída de presión presentada por el equipo de acuerdo a las condiciones de diseño, mostradas en la tabla 3.9.
- Desgasificadores de baja presión. Estos equipos se simularon usando las condiciones de operación dadas en la tabla 3.10.
- Tratador electrostático. Se utilizó la misma metodología que en el escenario caso diseño, de manera de ajustar las condiciones de salida que permitiese obtener el porcentaje de agua requerido.

b) Sección de almacenamiento y transferencia de crudo

Las variables introducidas al simulador de procesos de los equipos que conforman esta sección fueron la presión del crudo a la entrada del tambor acumulador, así como la presión de descarga de las bombas *booster* y de transferencia de crudo, siendo de 100 y 620 psig respectivamente, siguiendo el esquema del caso de diseño.

El diagrama de flujo de procesos general de la simulación realizada a condiciones de operación proyectadas para 01/10/11 se muestra en la figura 4.1 del capítulo IV.

3.3 Verificación del esquema de simulación con los valores de diseño del sistema, indicando posibles desviaciones del proceso

En la validación del modelo de simulación se realizó una comparación de los flujos másicos y de energía estimados por el simulador (anexo D) al cambiar las condiciones de alimentación, tanto en su composición como en su flujo volumétrico referidas al crudo segregado, la corriente de agua asociada y el gas condensado producido a las nuevas condiciones, respecto a los valores de diseño proporcionados por la empresa. Posteriormente, se calcularon las desviaciones entre los valores mediante la siguiente ecuación:

$$\%D = \frac{(V_d - V_s)}{V_d} \times 100 \quad (\text{ec.3.1})$$

donde:

%D: porcentaje de desviación.

Vs: valor simulado en el escenario de producción respectivo.

Vd: valor de diseño del equipo.

3.4 Propuestas de mejoras del sistema de estabilización de crudo

Una vez obtenidos los modelos de simulación para la representación del sistema de estabilización de crudo de la facilidad central de producción costa afuera, se detectaron restricciones del sistema en base a los resultados arrojados por el simulador, lo cual conllevó a plantear mejoras del sistema con la finalidad de ofrecer a la empresa Petrosucre alternativas para resolver las posibles fallas a presentarse en la facilidad.

Para proponer las mejoras operacionales de los equipos pertenecientes al sistema de estabilización, previa instalación y arranque de las operaciones del *CPF*, se analizaron los flujos caloríficos proyectados en los calentadores del separador de entrada y calentador de crudo yó el efecto de manipular los flujos del medio de calentamiento para la obtención de las temperaturas deseadas.

Para ello fue necesario realizar el cálculo del caudal de agua de acuerdo a la ecuación 3.2 de transferencia de calor, a ambos escenarios de producción y a partir de ahí, se determinó el porcentaje de disminución del agua a usar,

$$Q = \dot{m} \times C_p \times \Delta T \quad (\text{ec.3.2})$$

donde:

Q: calor transferido, MMBTU/h,

\dot{m} = caudal de agua de calentamiento, kg/h

C_p = calor específico del agua a las condiciones de presión y temperatura establecidas, MMBTU/kgxK (Act., 2008).

ΔT = diferencia de temperaturas a la entrada y salida del intercambiador, °K.

✓ Para el caso de diseño se tiene:

a) En el calentador del separador de entrada

$$Q = 13 \text{ MMBTU/h}$$

$$C_{p(140^\circ\text{F}, 110\text{psig})} = 75,366 \text{ J/molxK} = 3,97 \times 10^{-6} \text{ MMBTU/kgxK}$$

$$\Delta T = (140 - 120)^\circ\text{F} = 20^\circ\text{F} = 11,11^\circ\text{K}$$

Despejando de la ecuación 3.2, se tiene:

$$\dot{m} = \frac{13 \text{ MMBTU/h}}{3,97 \times 10^{-6} \frac{\text{MMBTU}}{\text{kgxK}} \times 11,11^\circ\text{K}} = 294.739,80 \text{ kg/h}$$

b) En el calentador de crudo

$$Q = 20,32 \text{ MMBTU/h}$$

$$C_{p(200^\circ\text{F}, 15\text{psig})} = 75,812 \text{ J/molxK} = 3,99 \times 10^{-6} \text{ MMBTU/kgxK}$$

$$\Delta T = (200 - 164)^\circ\text{F} = 34^\circ\text{F} = 18,89^\circ\text{K}$$

Despejando de la ecuación 3.2, se tiene:

$$\dot{m} = \frac{20,32 \text{ MMBTU/h}}{3,99 \times 10^{-6} \frac{\text{MMBTU}}{\text{kgxK}} \times 18,89^\circ\text{K}} = 269.599,36 \text{ kg/h}$$

✓ Para el escenario de producción proyectado:

a) En el calentador del separador de entrada

Realizando igual procedimiento que para las condiciones de diseño, con una transferencia de calor de 9,5 MMBTU/h, se tiene:

$$\dot{m} = 215.386,78 \text{ kg/h}$$

b) En el calentador de crudo

Realizando igual procedimiento que para las condiciones de diseño, con una transferencia de calor de 14,5 MMBTU/h, se tiene:

$$\dot{m} = 192.381,43 \text{ kg/h}$$

Con los resultados obtenidos, se calculó la desviación de en los caudales de agua por medio de la ecuación 3.1, resultando:

a) En el calentador del separador de entrada,

$$\%D = \frac{294.739,80 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 215.386,78 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{294.739,80 \frac{\text{kg}}{\text{h}}} \times 100 = 26,92\%$$

b) En el calentador de crudo

$$\%D = \frac{269.599,36 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 192.381,43 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{269.599,36 \frac{\text{kg}}{\text{h}}} \times 100 = 28,64\%$$

CAPÍTULO IV

DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 Estimación de las características del crudo segregado proveniente de los pozos productores de los yacimientos 70A, 70B Y 70E del campo Corocoro

Las tablas 4.1 y 4.2 presentan las condiciones y propiedades del crudo segregado obtenidas mediante la simulación de los fluidos que conforman los tres yacimientos productores, así como los valores del crudo base de diseño.

Tabla 4.1 Condiciones del crudo segregado y del crudo base de diseño.

Variable	Crudo segregado	Crudo base de diseño
Temperatura (°F)	120	120
Presión (psig)	160	150
Flujo másico de crudo (kg/h)	328.174,08	457.632,30
Flujo volumétrico estándar de crudo (BEPD)	51.600,00	71.528,40
Flujo volumétrico estándar de gas (MMPCED)	13,92	27,12
Relación gas-petróleo, RGP (PCED/BEPD)	269,77	379,15

Tabla 4.2 Propiedades del crudo segregado y del crudo base de diseño.

Variable	Crudo segregado		Crudo base de diseño	
	Gas	Líquido	Gas	Líquido
Masa molecular	174,20		153,35	
API (60°F)	36,80		40,96	
Densidad (kg/m ³)	178,2		109,5	
Factor K-UOP	10,96		--	
Viscosidad a 100 °F (cP)	7,324		6,827	
Viscosidad a 210 °F (cP)	1,523		2,090	
Por Fase	Gas	Líquido	Gas	Líquido
Masa molecular	20,67	263,60	21,69	262,60
Fracción de la fase	0,3681	0,6319	0,4535	0,5465
API (120°F)	-	26,43	-	29,66
Viscosidad a 120°F (cP)	$1,21 \times 10^{-2}$	11,53	$1,21 \times 10^{-2}$	17,77

Como se aprecia en la tabla 4.1, existen variaciones en las condiciones del crudo segregado simulado respecto a los valores de diseño, aunque las condiciones de temperatura y presión son semejantes. Tales diferencias son atribuidas a que los estudios más recientes realizados por la gerencia de producción indican que para la fase I la producción diaria es menor a la capacidad de producción estimada en el plan de desarrollo del campo Corocoro, aún con la cuota proporcionada por los pozos del yacimiento 70E.

Con respecto al flujo másico del crudo segregado se obtuvo una diferencia de 129.458,22 kg/h, siendo menor al valor de diseño, lo que representa una desviación de 28,29 %. Para los flujos volumétricos de crudo y de gas contenidos en el crudo segregado, las desviaciones fueron de 27,86 y 48,67 %, respectivamente; traduciéndose esto en una menor tasa de producción diaria una vez que se inicien

las operaciones. Al relacionar el flujo volumétrico estándar del gas y del crudo se obtuvo un RGP de 269,77, es decir, 28,85 % menor a la del crudo base de diseño.

La tabla 4.2 hace referencia a las propiedades del crudo segregado. Por el valor de la gravedad API es un crudo liviano y por el factor K-UOP se cataloga de base nafténica (indica que contiene gran cantidad de compuestos de tipo cicloalcanos). En cuanto a las propiedades de las fases separadas gas y líquido (crudo) son semejantes a las de diseño.

4.2 Realización de la simulación del sistema de estabilización de crudo de la facilidad central de producción, usando el crudo segregado de los yacimientos 70A, 70B Y 70E

La elaboración del esquema de simulación del sistema de estabilización de crudo del *CPF*, se hizo mediante el simulador de procesos Aspen Hysys versión 7.1. Para ello se establecieron dos fases de estudio para las condiciones de diseño y las de operación proyectadas del crudo segregado.

En la figura 4.1 se muestra el esquema del sistema de estabilización y de los equipos asociados, cumpliendo con las pautas necesarias para que la obtención de los productos finales esté dentro de los rangos de especificación establecidos. Durante la realización de las simulaciones se generó la incertidumbre por la corriente de gas condesando proveniente del sistema de tratamiento de gas y la corriente de reciclo de crudo removido del sistema de tratamiento de agua, de las cuales sólo se tenía disponible el flujo volumétrico total de gas condensado, el cual corresponde a 5 MMPCSD y la presión de 160 psig, razón por la cual se debió simular completamente los sistemas a fin de obtener las composiciones y propiedades de dichas corrientes y lograr que existiese poca desviación de los modelos realizados con lo obtenido según el diseño y operacionalmente una vez se encuentre en funcionamiento el *CPF*.

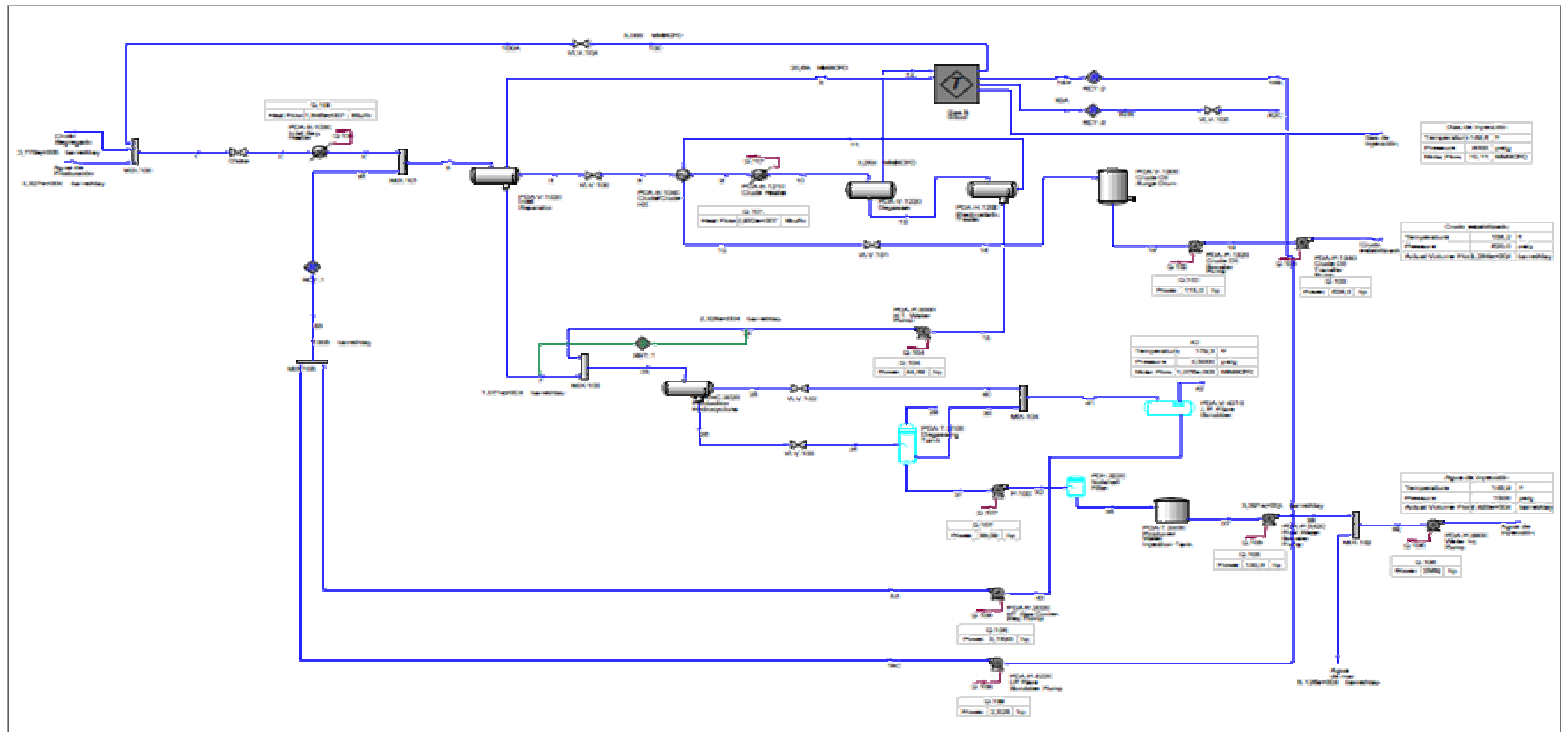


Figura 4.1 PFD desarrollado para el sistema de estabilización de crudo del CPF.

4.2.1 Simulación a condiciones de diseño

Esta etapa fue de gran importancia para la evaluación del sistema de estabilización de crudo, porque se obtuvo el modelo preliminar de funcionamiento del sistema basado en los datos de diseño de los equipos. Por ejemplo, los resultados de la simulación reportados en la tabla 4.3 permiten verificar que el crudo separado en el primer equipo (separador de entrada) se va depurando hasta obtener uno con la concentración de agua menor al 0,5 %v/v, establecida en las especificaciones del crudo para la venta de la empresa Petrosucre.

A su vez, la tabla 4.4 muestra los flujos caloríficos demandados por los equipos según el diseño, que garantizan la ruptura eficiente de la emulsión de agua en aceite y la vaporización de los compuestos más livianos presentes en el líquido. Se puede apreciar que a medida que se requiere una mayor separación es necesario incrementar el flujo de energía en el medio de calentamiento. Para la transferencia de calor entre el crudo húmedo y el crudo seco se necesitan 10,57 MMBTU/h según diseño.

Con respecto a las bombas de la sección de transferencia y almacenamiento de crudo, los valores de flujo volumétrico y potencia se reportan en la tabla 4.5.

Tabla 4.3. Resultados de la simulación para los equipos de separación según condiciones de diseño para el tren A y B.

Equipo	Flujo másico (kg/h)		
	Crudo	Gas	Agua
Separador de entrada	297.650,00	25.140,00	12.530,00
Desgasificador de baja presión	211.268,60	18.810,90	76.975,10
Tratador electrostático	212.316,10	0,00	75.927,60
Tambor acumulador	211.082,85	0,00	1.233,25

Tabla 4.4. Resultados de la simulación para los equipos de transferencia de calor según condiciones de diseño para el tren A y B.

Equipo	Flujo calorífico (MMBTU/h)	Flujo másico (Kg/h)
Calentador del separador de entrada	13,00	317.000,00
Intercambiador de calor crudo/crudo	10,57	*297.649,10 / 212.316,00
Calentador de crudo	20,32	297.649,10

*Flujos referidos al crudo húmedo y crudo seco, respectivamente

Tabla 4.5. Resultados de la simulación para los equipos de bombeo según condiciones de diseño para el tren A y B.

Equipo	Flujo volumétrico (gpm)	Potencia (hp)
Bombas <i>booster</i>	1.070	90
Bombas de transferencia de crudo	1.070	850

4.2.2 Simulación a condiciones proyectadas de operación

Para esta fase de la simulación se emplearon las características del crudo segregado como el crudo de alimentación de la facilidad (tablas 4.1 y 4.2) y la del agua asociada a éste (anexo A); además de una corriente recirculada de gas condensado. Los resultados de la simulación se muestran en el anexo D.

En la tabla 4.6 se presentan los flujos máxicos de los fluidos crudo, agua y gas de los diferentes equipos de separación a las condiciones de operación proyectadas por la empresa.

Con respecto a los flujos caloríficos calculados por el simulador, los resultados se muestran en la tabla 4.7, donde se aprecia que son los calentadores de crudo PDA-E-1210 los que requieren de mayor energía para lograr la transferencia de calor deseada; condición atribuible a la disminución de la viscosidad del líquido manejado en este equipo que es, casi en su totalidad, crudo sin agua ni gas.

Para los equipos de bombeo, las condiciones de funcionamiento se muestran en la tabla 4.8.

Una vez completado el esquema de simulación, se obtuvo un crudo estabilizado, cuyas características se muestran en la tabla 4.9, en la cual se aprecia que el flujo volumétrico total de crudo que será manejado por los dos trenes de operación es de 50.670 BPD; este valor representa un 31 % menos a los 73.393 BPD establecidos en el plan de desarrollo del campo Corocoro, pero cumple con el porcentaje de agua especificado para la venta (< 0,5 % v/v).

Tabla 4.6. Resultados de la simulación para los equipos de separación según condiciones proyectadas de operación para el tren A y B.

Equipo	Flujo másico (kg/h)		
	Crudo	Agua	Gas
Separador de entrada	232.229,30	34.790,54	12.512,35
Desgasificador de baja presión	154.652,32	74.253,07	6.722,24
Tratador electrostático	155.378,10	73.504,60	0,00
Tambor acumulador	154.629,63	748,47	0,00

Tabla 4.7. Resultados de la simulación para los equipos de transferencia de calor según condiciones proyectadas de operación para el tren A y B.

Equipo	Flujo calorífico (MMBTU/h)	Flujo másico (kg/h)
Calentador del separador de entrada	9,5	276.010,96
Intercambiador de calor crudo/crudo	7,0	*232.239,29 / 155.378,07
Calentador de crudo	14,5	232.239,29

*Flujos referidos al crudo húmedo y crudo seco, respectivamente

Tabla 4.8. Resultados de la simulación para los equipos de bombeo según condiciones proyectadas de operación para el tren A y B.

Equipo	Flujo volumétrico (gpm)	Potencia (hp)
Bombas booster	1.070	90
Bombas de transferencia de crudo	1.070	850

Tabla 4.9. Características del crudo estabilizado.

Variable	Crudo estabilizado
Temperatura (°F)	158,2
Presión (psig)	620
Flujo másico (Kg/h)	310.756,13
Flujo volumétrico (BPD)	50.670
Masa molecular	265,9
API (60°F)	23,47
Densidad (kg/m ³)	881,02
Porcentaje de agua (%)	0,48

4.3 Verificación del esquema de simulación con los valores de diseño del sistema, identificando posibles desviaciones del proceso

Luego de obtener el modelo de simulación a las condiciones proyectadas se procedió a verificar los resultados en cuanto a flujo másico y flujos caloríficos, así como las potencias de las bombas de la sección de transferencia y de almacenamiento de crudo, con los obtenidos a las

condiciones de diseño. Para ello se efectuó la división de la facilidad en 2 secciones a modo de facilitar el estudio.

a. Sección de estabilización de crudo húmedo y deshidratación

Como fue mencionado en el capítulo anterior, esta sección estaba integrada por el conjunto de calentadores del separador de entrada, separadores de entrada, intercambiador de calor crudo/crudo, calentador de crudo, desgasificador de baja presión y separador electrostático, encargados de separar el gas y agua del crudo húmedo mediante aplicación de calor y campo eléctrico para romper la emulsión.

En el caso de los calentadores del separador de entrada, los valores de diseño establecidos para estos equipos indican que tienen la capacidad de manejar el flujo de crudo resultante en el simulador, es decir, que se encuentran sobre-especificados, ya que se desvían negativamente en un 12,93 %. Con respecto al calor transferido resultó en 26,92% menor al mostrado en las hojas de datos de los equipos (13 MMBTU/h), por lo que se infiere que estos dispositivos no presentarían problemas para trabajar con la carga de alimentación de crudo segregado.

En cuanto a los separadores de entrada, los flujos máxicos de gas y de crudo a la salida de estos equipos son menores en un 50,23 y 21,98%, respectivamente, a los establecidos en el diseño; a diferencia del flujo de agua separada que resultó mayor en un 177,65 %, ya que según los datos proyectados por la gerencia de producción el crudo segregado el crudo contiene un mayor corte de agua asociada; sin embargo, el recipiente fue diseñado para manejar 40 MBPD o 264.978,82 kg/h de agua, por lo que los 34.790,54 kg/h de agua tratados no representan ningún inconveniente para el equipo.

Referente a los intercambiadores de calor crudo/crudo se evidenció que no presentarían problemas por alto flujo ya que los determinados por el simulador son menores en un 21,98 % para el crudo húmedo y en un 26,82% para el crudo seco, comparados con los valores de diseño. En relación a la transferencia de calor, no habrá problemas, pues el flujo de calor a ser transferido resultó en un 33,77 % menor al especificado en los valores de diseño

Por el lado de los calentadores de crudo, presentan alta capacidad para calentar la nueva carga ya que necesita un 28,64 % menos que el flujo de calor de diseño. De igual forma, los flujos máxicos de crudo son menores en un 21,98% a los máxicos indicados en el diseño de dicho equipo, por lo que no se presentarán problemas. De acuerdo a lo antes referido se afirma que los equipos en estudio pueden alcanzar las especificaciones de temperatura empleando menores requerimientos de agua para calentamiento, a pesar de tratarse de un crudo menos viscoso.

La simulación de los desgasificadores de baja presión evidenció flujos máxicos de gas y líquido (crudo/agua) que representan un 64,26 y 20,30% menos a los especificados en las condiciones de diseño de la facilidad.

Es importante señalar que manejar un menor flujo de gas y de diferente composición respecto al planteado en la filosofía de operación, podría generar variaciones de presión y de temperatura aguas abajo del sistema de estabilización de crudo (tren de tratamiento de gas para inyección, compresión y combustible), por ser sistemas sensibles a los cambios que puedan surgir.

En lo concerniente a los separadores electrostáticos, en los cuales se especificó según diseño un contenido de agua en el crudo de 0,25 % v/v, se presentaron similitudes en el flujo volumétrico de agua a ser separada; sin embargo, el flujo volumétrico de crudo se desvió del valor establecido en un 26,82 %.

b. Sección de almacenamiento y de transferencia de crudo

En la sección de almacenamiento y de transferencia de crudo compuesta por el tambor acumulador, las bombas *booster* y las bombas de transferencia de crudo, las condiciones de presión y de temperatura se ajustaron a los valores preestablecidos en las condiciones de diseño.

Con respecto al tambor acumulador de crudo, los valores resultantes en el escenario proyectado reflejan que el flujo de líquido (crudo/agua) disminuye, siendo menor en un 26,82% respecto a diseño; pero, manteniendo la especificación del contenido de agua (< 1%).

A su vez, las bombas *booster* y de transferencia de crudo, no presentarán problemas por flujo volumétrico, pues éste es menor en un 30,94% para ambas bombas; la potencia hidráulica necesaria que requerirán para impulsar el fluido es también inferior a la referida en los datos de diseño, en un 36,11 y 63,04 %, respectivamente.

4.4 Propuestas de mejoras del sistema de estabilización de crudo

Una vez realizadas las simulaciones del sistema para cada escenario y luego de analizar los resultados obtenidos, se elaboraron dos propuestas que permitirán contrarrestar las restricciones detectadas en el sistema (variación

de composición y de flujo volumétrico del crudo segregado). Las propuestas desarrolladas se presentan a continuación:

- *Disminuir el caudal de agua de calentamiento usado por los calentadores del separador de entrada y calentador de crudo PDA-E-1030 y PDA-E-1210*

El flujo de calor obtenido para realizar la transferencia de calor en estos equipos resultó inferior a los especificados en diseño, por lo tanto, se propone disminuir el caudal de agua empleada para el calentamiento ya que de mantenerse los establecidos en diseño se podrían alcanzar temperaturas fuera de las especificaciones requeridas para el sistema de estabilización de crudo y alterar los parámetros establecidos en el diseño para el control del proceso de calentamiento.

Los nuevos valores de caudales de agua para calentamiento propuestos son:

- ✓ Para el escenario de producción proyectado:
 - En el calentador del separador de entrada: 215.386,78 kg/h
 - En el calentador de crudo: 192.381,43 kg/h

Con esta propuesta se disminuiría en un 26,92% el caudal de agua requerido en los calentadores del separador de entrada, mientras que un 28,64% en los calentadores de crudo, respecto a los valores de diseño.

4.5 CONCLUSIONES

1. El crudo segregado es un crudo liviano (36,80 °API), con una gravedad API ligeramente menor al crudo empleado en diseño (40,96 °API); de base nafténica y un flujo volumétrico estándar de 51.600 BPSD de crudo y 13,92MMSCFD de gas.
2. El flujo volumétrico de crudo y gas del crudo segregado se desvía negativamente en un 27,86 y 48,67% respecto al de diseño planteado en el plan de desarrollo del campo Corocoro, mientras que el de agua asociada es mayor en un 27,92%.
3. Los esquemas desarrollados para la representación del sistema de estabilización de crudo con el simulador Aspen Hysys 7.1 sirvieron para estimar el impacto de las nuevas condiciones del crudo segregado con respecto a las condiciones de diseño planteadas en el plan de desarrollo del campo Corocoro.
4. Las desviaciones de los flujos máxicos de crudo, agua y gas, calculadas en el caso proyectado de operación son 30% menores con respecto a los valores de diseño, por lo tanto no se presentarían cuellos de botella.
5. Las desviaciones en la potencia hidráulica de las bombas booster y de transferencia de la sección de transferencia de crudo, son 36,11 y 63,04 % por debajo del valor de diseño, respectivamente; ambas manejarán 1.070 gpm, lo cual asegura su buen funcionamiento.
6. La propuesta que permitirá mejorar el funcionamiento del sistema de estabilización de crudo de la facilidad es disminuir los caudales de agua de calentamiento para los calentadores del separador de entrada y calentador de crudo en un 26,92 y 28,64 % respectivamente.

4.6 RECOMENDACIONES

- Realizar periódicamente análisis de laboratorio a muestras frescas de los pozos productores a fin de actualizar los datos históricos de la empresa y determinar las variaciones en las propiedades del crudo extraído.
- Evaluar de forma más detallada las propuestas de mejoras del sistema de estabilización de crudo para determinar su factibilidad y posterior aplicación que permita solventar inconvenientes operacionales.
- Estudiar el efecto del crudo segregado sobre los sistemas de tratamiento de agua y de gas, con el fin de verificar si las condiciones establecidas para el funcionamiento necesitan variaciones operacionales, específicamente a la sección de regeneración de glicol.

BIBLIOGRAFÍA

Act., S. R. (2008). <http://webbook.nist.gov/chemistry/fluid/>.

Aguirre, E., (2009). Facilidades de superficie en la industria petrolera. Venezuela. Disponible en:

<http://www.monografias.com/trabajos72/facilidades-superficie-industria-petrolera/facilidades-superficie-industria-petrolera3.shtml>

Barberii, E., (1998). El Pozo Ilustrado (4^a ed.). Venezuela: FONCIED.

Cadenas, V., (2001) Separación líquido-líquido. Separador electrostático. Venezuela: PDVSA, Exploración y Producción.

Chauran, R., (2001). Diseño de un tren de separación de crudo/gas en la estación de flujo Carito. Trabajo de grado. Universidad de Oriente – Anzoátegui.

De la Cruz, L., (2003). Producción de Petróleo. Centro de Ingenieros del Estado Carabobo. Dirección de Ciencia y Tecnología. Coordinación de Mejoramiento Profesional. Venezuela. Disponible en:

<http://www.scribd.com/doc/22634372/Produccion-de-Petroleo> (23-03-10).

Díaz, A., (2005). Evaluación de la columna despropanizadora de una planta de fraccionamiento de líquidos del gas natural (LGN). Trabajo de Grado. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Oriente - Anzoátegui.

Fernández, K. y Gaibor, N., (2009). Redimensionamiento de los sistemas de producción de fluidos y de reinyección de aguas de formación, en las estaciones Sacha Norte 1, Sacha Norte 2 y Sacha Sur, para que cumplan con los estándares reproducción del Bloque 15. Trabajo de Grado. Escuela de Ingeniería en Petróleos. Escuela Politécnica Nacional, Ecuador.

Galantón, C., (2009). Evaluación de los módulos de deshidratación de crudo diluido del Centro Operativo Bare (COB). Tesis de grado. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Oriente - Anzoátegui.

Geankoplis, C., (1998). Procesos de transporte y operaciones unitarias (3era Ed.). México: Continental, S.A. DE C.V.

Hyprotech, (2001). HYSYS user's guide.

Marfisi, S y Salager, J., (2004). Deshidratación de Crudo. Principios y Tecnología. Cuaderno FIRP S853-PP. Venezuela: Laboratorios FIRP, Universidad de Los Andes. Escuela de Ingeniería Química.

McNaughton, K., (1999). Bombas: selección, uso y mantenimiento. México: Mc Graw Hill. Interamericana de México S.A.

Páez, R ., (2008). Proyectos de mejoramiento de crudos de la faja petrolífera del Orinoco. Diferencias y Similitudes. Venezuela: Baker Energy de Venezuela.

PDVSA Petrosucre, (2008). Memoria descriptiva de la facilidad central de producción (CPF), Campo Corocoro Golfo De Paria Oeste- Venezuela.

PDVSA, (1995). Manual de diseño de proceso. Separación física. Tambores separadores. Principios básicos. Venezuela.

PDVSA, (1995). Manual de diseño de proceso. Separación física. Separadores líquido–líquido–vapor. Procedimientos de diseño. Venezuela.

PDVSA, (1994). Manual de diseño de proceso. Transferencia de calor. Intercambiadores de calor. Principios básicos. Venezuela.

PDVSA, (1994). Manual de diseño de proceso. Tipos de bombas. Venezuela.

Perry, J., (2008). Manual del Ingeniero Químico. Tomo II. México: Hispano-Americana.

Pino, F., (2006). Propiedades de hidrocarburos y comportamiento de fases.

Disponible: [http://www.scribd.com/doc/27211231/Propiedades-de-Hidrocarburos-y-Comportamiento -de-Fases-Parte-I](http://www.scribd.com/doc/27211231/Propiedades-de-Hidrocarburos-y-Comportamiento-de-Fases-Parte-I)

Rauseo, E. (2008). Evaluación del sistema de remoción de arena de las estaciones principales este y oeste del campo Dación, distrito San Tomé PDVSA. Trabajo de grado. Universidad de Oriente – Anzoátegui.

Salager, J., (1999). Formulación, composición y fabricación de emulsiones para obtener las propiedades deseadas. Estado del arte. Parte B, Propiedades de las emulsiones y su medición. Cuaderno FIRP S747-B. Venezuela: Laboratorios FIRP, Universidad de Los Andes. Escuela de Ingeniería Química.

Tarifa E., Erdmann E., Humana D, Vicente M., Cari L. y Fuentes L., (2007). Análisis de una red de transporte de gas. Revista Ingeniería e Investigación, Vol. 27 N° 3.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

TÍTULO	EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO DE LA FACILIDAD CENTRAL DE PRODUCCIÓN DE UN CAMPO PETROLERO COSTA AFUERA, GOLFO DE PARIA OESTE-VENEZUELA
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Rodríguez M., Moira V.	CVLAC: 17.898.507 E MAIL: moira_rodriguez@hotmail.com
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Estabilización

Crudo

Producción

Costa Afuera

Paria

Evaluación

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÀREA	SUBÀREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

En este trabajo se realizó la evaluación de la facilidad central de producción (CPF) del campo Corocoro, previo al arranque de las operaciones, con la finalidad de detectar los efectos de la variación en la composición y flujo volumétrico del petróleo crudo proveniente de los yacimientos 70A, 70B y 70E. Para ello se empleó el simulador de procesos Aspen Hysys 7.1, a partir de cual se estimaron las propiedades del crudo segregado de las arenas productoras 70A, 70B y 70E, que constituirá la nueva carga de alimentación a la facilidad central de producción, usando como base cromatogramas de las arenas productoras. Esta caracterización se empleó para realizar la simulación del sistema de estabilización de crudo siguiendo el esquema de diseño de la CPF y encontrando ciertas diferencias: el crudo segregado es un crudo más pesado y con menor viscosidad, además tiene un flujo másico 28,3% menor al establecido en el diseño de la facilidad. Estas características del crudo ocasionan flujos de operación menores en un 30% a la capacidad de operación normal estimada para el funcionamiento de los equipos y una disminución en los requerimientos energéticos para la transferencia de calor diseñada. Debido a esto, se realizó la propuesta basada en los flujos másicos de operación necesarios para el funcionamiento adecuado del sistema de estabilización de crudo de la facilidad central de disminuir los caudales de agua de calentamiento para los calentadores del separador de entrada y calentador de crudo en un 26,92 y 28,64 % respectivamente, para asegurar las especificaciones de temperatura del crudo tratado por estos equipos.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
Marfisi, Shirley	ROL	CA	AS(X)	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Ramos, Gustavo	ROL	CA	AS	TU(X)	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Rodolfo, Arturo	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Moreno, Luis	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2011	03	18
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
Tesis.Estabilizacion.Crudo.Costa.Afuera.doc	Application/ msword

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

ALCANCE

ESPACIAL: _____ (OPCIONAL)

TEMPORAL: _____ (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pregrado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Ingeniería Química

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente. Núcleo de Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

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

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

Rodríguez M., Moira V.

AUTOR

Ing. Shirley Marfisi (Dra)

TUTOR

Ing. Arturo Rodolfo (MSc)

JURADO

Ing. Luis Moreno

JURADO

Ing. Gustavo Ramos

TUTOR

Ing. Yraima, Salas

POR LA SUBCOMISION DE TESIS