

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



**“PROPUESTA DE REEMPLAZO DEL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN  
DE LA ESTACIÓN DE DESCARGA BARED-10,  
PDVSA DISTRITO SAN TOMÉ”**

REALIZADO POR:

**MISNEL DEL VALLE DROBÑATA LÓPEZ**

TRABAJO DE GRADO PRESENTADO ANTE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
COMO REQUISITO PARCIAL PARA OPTAR AL TÍTULO DE:

**INGENIERO QUÍMICO**

Barcelona, Noviembre de 2009

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



**“PROPUESTA DE REEMPLAZO DEL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN  
DE LA ESTACIÓN DE DESCARGA BARED-10,  
PDVSA DISTRITO SAN TOMÉ”**

**ASESORES**

---

**Ing. Químico Yraima Salas, M.Sc.**  
**Asesor Académico**

---

**Ing. Químico Orlando González**  
**Asesor Industrial**

Barcelona, Noviembre de 2009

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



**“PROPUESTA DE REEMPLAZO DEL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN  
DE LA ESTACIÓN DE DESCARGA BARED-10,  
PDVSA DISTRITO SAN TOMÉ”**

---

**Ing. Químico Yraima Salas, M.Sc.**

**Asesor Académico**

---

**Ing. Químico Arturo Rodulfo, M.Sc**

**Jurado Principal**

---

**Ing. Químico Luís Moreno**

**Jurado Principal**

Barcelona, Noviembre de 2009

## **ARTÍCULO 41**

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

***“LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE Y SOLO PODRÁN SER UTILIZADOS A OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIEN LO PARTICIPARÁ AL CONSEJO UNIVERSITARIO”.***

## **DEDICATORIA**

Le dedico este triunfo a Dios y a una gran mujer, mi madre Nelida López.

## **AGRADECIMIENTO**

- Dios y la virgencita Rosa Mística por iluminar mi camino, darme sabiduría y la fortaleza necesaria para ser posible mi sueño.
- Mi madre Nelida López, una gran mujer que con su apoyo constancia y confianza, fue un pilar fundamental en mi carrera e hizo de mí lo que soy hoy en día una profesional “Ingeniero Químico”. Te amo mami.
- Mis hermanos Nesmil Drobñata y Wladimir Drobñata ahora faltan ustedes, los amo.
- Al Sr. Oswaldo Requena por ayudar hacer posible mis sueños.
- Mi abuelita Carmen López. Mis tíos: Carmen de Flores, Jorge Flores, Edgar López, Crispulo López, Jorge López, Anibal López, Elizabeth de López, Gloria de López, Yecenia de Gonzales. Mis primos: Eliannys, Annielys y Ana Carolina. Gracias por su apoyo y palabras de aliento.
- Mis amigos Desiree Agostini, Norkys Fermin, Pedro Alcalá, Merzo Gamboa, Nurys Ramos, Gerlys Velázques, Erlyn Senrra, Aibsel Mendoza, Ana Melissa, María Riva, José Guarache (Nene) y Luis Aguilera (Jhonyto). Gracias por estar allí en los momentos duro de mi carrera los quiero.
- Sra.Ingrid de Romero, Sr. Carlos Romero, Aibsel, Carlito y Manuel. Gracias familia bella por permitirme adoptarme durante la realización de mis pasantías.
- A la Universidad de Oriente Núcleo de Anzoátegui (UDO) por ser mi escuela y centro de formación.
- Mis profesores del Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Oriente Núcleo de Anzoátegui (UDO) por emprender sus conocimientos. En especial a mi Asesora Académica Yraima Salas y al Profesor Arturo Rodulfo.
- Mis compañeros tesisistas del Departamento de Ingeniería de Producción (IDP) del Distrito San Tomé Carolina Farías, Antony Acosta, Norelis Gonzales,

Jesús Luna, Geraldo Romero, Gaby Rondón y Valentina Him. Gracias por su apoyo.

- A los ingenieros del Departamento de Ingeniería de Producción (IDP) del Distrito San Tomé Oswaldo Arrijoja, Orlando Gonzales, Nelson Marcano, Wilson, Yean Bernaiz, Oswual y Jeanfel Rivas. Gracias por su paciencia.
- Francisco Indriago (mi pololo bello) por tus consejos y ánimo, te quiero.
- Carolina Cova y Wladimir Buriel. Gracias por ser así como son, incondicionales.

**“Gracias a todos por formar parte de mi sueño y de este logro tan hermoso “**

## RESUMEN

El reemplazo de equipos en muchas ocasiones es necesario, porque permiten mejorar los procesos y aumentar la producción. El sistema de deshidratación de la estación de descarga BARED-10, PDVSA Distrito San Tomé está conformado por una serie de tanques de lavado, entre los cuales se destaca el tanque 40001. Dicho tanque posee la mayor capacidad dentro del sistema de deshidratación, además presenta fallas en su estructura, lo que limita la producción. Por esta razón se presentó como una solución a esta problemática la sustitución de los tanques de lavado por deshidratadores electrostáticos que puedan ocupar menos espacio y a su vez aumentar la producción, haciendo las mismas operaciones de estos equipos. Esta propuesta de reemplazo implicó un cambio en el diagrama del proceso basado en las diferentes bases y criterios bajo los cuales se ha establecido el diseño de la nueva estructura, la cual quedaría conformada de la siguiente manera: separadores bifásicos, tanques y bombas de cargas, intercambiadores de placas crudo húmedo/crudo seco, hornos, deshidratadores electrostáticos, tanques de almacenamientos y bombas de transferencia de crudo. Para la evaluación de esta alternativa, se realizó una simulación de la situación propuesta de operación a través del software Hysys Plant 3.2, lográndose reestructurar la nueva filosofía de control y operación involucradas en base a las modificaciones efectuadas. Así mismo, se realizó una evaluación económica concerniente a todas estas modificaciones mediante el modelo de Seeplus, obteniéndose una tasa interna de retorno modificada (TIRM) mayor al 30% y el valor presente neto (VPN) resultó positivo. A través de dichos análisis se pudo constatar que la propuesta de sustitución de este sistema de deshidratación es factible tanto técnica como económicamente.

## CONTENIDO

ARTÍCULO 41 .....	iv
DEDICATORIA .....	v
AGRADECIMIENTO .....	vi
RESUMEN.....	viii
CONTENIDO .....	ix
LISTA DE TABLAS .....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
LISTA DE FIGURAS .....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
CAPITULO I.....	1
INTRODUCCIÓN .....	1
1.1 Aspectos de la Empresa .....	1
1.1.1 Petróleos de Venezuela S.A. ....	1
1.1.2 Antecedentes .....	1
1.1.3 Objetivos de la empresa .....	2
1.2 Ubicación Geográfica de la Estación de Descarga BARED-10.....	3
1.3 Planteamiento del Problema.....	4
1.4 Objetivos .....	6
1.4.1 Objetivo general .....	6
1.4.2 Objetivos específicos .....	6
CAPITULO II .....	7
MARCO TEÓRICO .....	7
2.1 Antecedentes .....	7
2.2 Bases Teóricas.....	8
2.2.1 Deshidratación del crudo.....	8
2.2.1.1 Emulsión .....	9
2.2.1.2 Factores involucrados en la ruptura de una emulsión .....	10
2.2.1.3 Prueba de botella.....	13
2.2.2 Estación de flujo.....	14

2.2.3 Estación de descarga .....	14
2.2.3.1 Recolección de crudo (múltiple de producción) .....	16
2.2.3.2 Inyección química .....	16
2.2.3.3 Separadores gas/líquido .....	17
2.2.3.4 Hornos .....	19
2.2.3.5 Tanque de lavado .....	19
2.2.3.6 Deshidratador electrostático .....	22
2.2.3.7 Tanques de almacenamiento .....	32
2.2.3.8 Bombas .....	33
2.2.4 Fases de un proyecto .....	34
2.2.5. Evaluaciones económicas .....	35
2.2.5.1 Estimado de costo V .....	35
2.2.5.2 Horizonte económico .....	36
2.2.5.3 Flujo de efectivo .....	36
2.2.5.4 Gasto .....	36
2.2.5.5 Valor presente neto (VPN) .....	36
2.2.6 Herramientas automatizadas .....	37
2.2.6.1 Simulador .....	37
CAPITULO III .....	39
DESARROLLO DEL PROYECTO .....	39
3.1 Identificación de la condición actual de la estación BARED-10 .....	39
3.2 Establecer bases y criterios de la nueva filosofía .....	41
3.3 Selección de la alternativa factible de implantación para el reemplazo del sistema de deshidratación de BARED-10, apoyándose en el uso de un modelo de simulación de la estación .....	41
3.3.1 Simulador Hysys Plant 3.2 .....	41
3.3.2 Evaluación económica de la opción planteada .....	47
3.4 Reestructuración la filosofía de control y operación en base a las modificaciones propuestas de la estación BARED-10 .....	48

CAPITULO IV .....	49
DISCUSIÓN DE RESULTADOS .....	49
4.1 Identificación de la condición actual de la estación BARED-10 .....	49
4.2 Establecer bases y criterios de la nueva filosofía.....	58
4.2.1 Bases de diseño del proceso.....	58
4.2.2 Criterios de diseño del proceso .....	62
4.2.2.1 Códigos y normas aplicadas.....	62
4.2.2.2 Formatos.....	65
4.2.2.3 Criterios de diseño de tuberías de proceso y de servicio .....	66
4.2.2.4 Equipos del proceso .....	71
4.3 Selección de la alternativa factible de implantación para el reemplazo del sistema de deshidratación de BARED-10, apoyándose en el uso de un modelo de simulación de la estación .....	81
4.3.1 Condición actual .....	82
4.3.2 Propuesta de la nueva filosofía .....	83
4.3.3 Evaluación económica .....	85
4.4 Reestructuración de la filosofía de control y operación en base a las modificaciones propuestas de la estación BARED-10.....	87
4.4.1 Documentos de referencias .....	88
4.4.2 Descripción de las instalaciones de la nueva filosofía de proceso.....	89
4.4.3 Operación del proceso de la estación de descarga BARED-10 .....	90
CAPITULO V .....	101
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	101
5.1. Conclusiones .....	101
5.2. Recomendaciones.....	102
BIBLIOGRAFÍA .....	103
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO .....	106

## **CAPITULO I**

### **INTRODUCCIÓN**

#### **1.1 Aspectos de la Empresa**

##### **1.1.1 Petróleos de Venezuela S.A.**

Es la empresa energética, propiedad de la República Bolivariana de Venezuela, que se encarga del desarrollo de la industria petrolera, petroquímica y carbonífera. Su misión específica es sustentar y apoyar el desarrollo económico y social del país utilizando al máximo todos los recursos de hidrocarburos. Esto implica tener responsabilidad de prever y mejorar los requerimientos de hidrocarburos que necesita el país, tanto para el consumo interno como para satisfacer las necesidades de exploración, cumplir con los requerimientos sociales, comunitarios y conservacionistas, contribuir a fomentar la eficiencia y profesionalismo de la industria, asegurar la disponibilidad, desarrollo y óptima utilización de los recursos requeridos.

El único accionista de esta gran industria es el estado venezolano, el cual está representado por el Ejecutivo Nacional, y éste, por los organismos del Ministerio de Energía y Petróleo, siendo este último el que fija las políticas que rigen la gestión y administración de la empresa.

##### **1.1.2 Antecedentes**

El 14 de diciembre de 1922 comenzaron las actividades petroleras en Venezuela, a partir de ese momento este mineral es descubierto en el norte del Estado

Anzoátegui y en el área del Lago de Maracaibo. En el año de 1923 en el Estado de Delaware (USA), se forma la Venezuela Oil Company S.A. para desarrollar actividades petroleras en el país bajo la denominación Gulf Oil Company.

Petróleo de Venezuela S.A. (PDVSA), fue creada en 1976 a través de la Nacionalización del Petróleo y desde entonces se ha convertido en una de las corporaciones energética más importantes del mundo.

Para el año de 1998 se realizó un proceso de transformación en la industria petrolera con el fin de reducir costos y conformar así una sola empresa denominada PDVSA Petróleo y Gas, que cuentan con dos divisiones operacionales: PDVSA Exploración, Producción y Mejoramiento, que se encarga de explorar, explotar y producir crudo y gas. PDVSA Manufactura y Mercadeo, encargada del negocio de refinación y venta al mercado interno y/o externo. Ambas divisiones son apoyadas por la división PDVSA servicios que le da soporte a las actividades medulares del negocio.

### **1.1.3 Objetivos de la empresa**

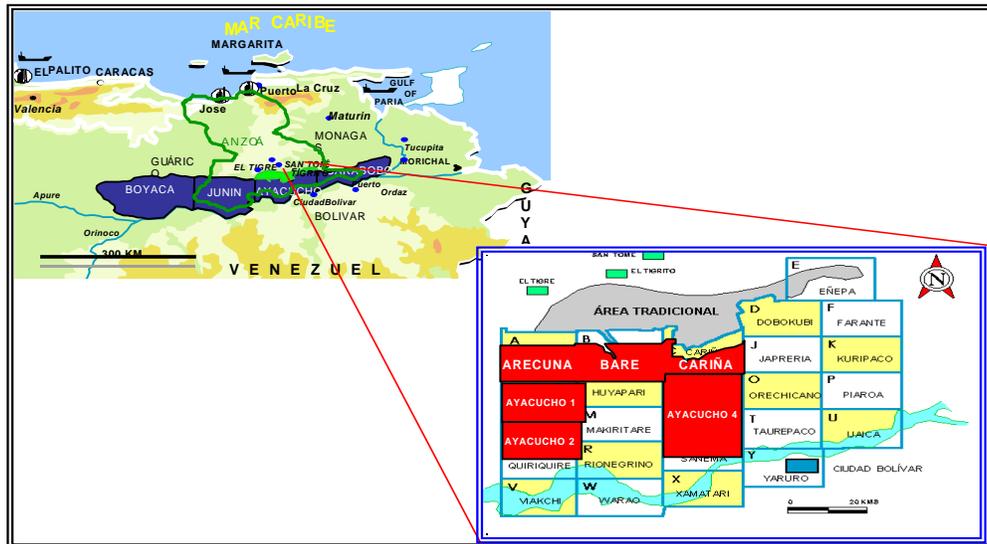
El objetivo principal de PDVSA, radica en la integración de actividades de exploración, producción, refinación y comercialización nacional e internacional de crudo, gas natural y productos derivados del proceso de refinación de los hidrocarburos. Luego de dos décadas de actividades, PDVSA se ha constituido en una corporación de primera líneas en el ámbito nacional e internacional, ocupa una posición relevante entre las empresas del mundo por sus niveles de producción, reservas, capacidad instalada de refinación y ventas.

Estratégicamente PDVSA Explotación, Producción y Mejoramiento se encuentra dividida en tres grandes regiones extendidas a lo largo de la geografía nacional (Occidente, Oriente y Sur) y cada región está dividida en distritos, los cuales tiene bajo su responsabilidad la explotación de los diferentes campos a través de las unidades de explotación.

## **1.2 Ubicación Geográfica de la Estación de Descarga BARED-10**

La Faja Petrolífera del Orinoco se divide, de este a oeste, en las áreas de Boyacá, Junín, Ayacucho y Carabobo. En el área Ayacucho, a 71 km al sur de la ciudad del Tigre, se localiza el campo Bare, el cual es operado por la unidad de explotación de yacimiento extrapesado del Distrito San Tomé.

Éste campo operacional se encuentra conformado por diversas estaciones de extracción y tratamiento de crudo extrapesado. La estación BARED – 10, área de estudio, es una de ellas y se encuentra ubicada en el municipio Miranda del Estado Anzoátegui a 55 km, al sur – este de San Tomé (figura 1.1). En la misma se efectúa la separación petróleo-gas- agua y dosificación de los pozos de esta estación, para luego bombear en condiciones optimas de calidad, el crudo hacia patio tanque oficina (PTO).<sup>[1]</sup>



**Figura 1.1.** Ubicación geográfica de la estación BARED –10 <sup>[1]</sup>

### 1.3 Planteamiento del Problema

El Distrito Múcura, pertenece a Exploración y Producción Faja del Orinoco, abarcando una superficie de 1.168 km<sup>2</sup> en la zona Sur del Estado Anzoátegui, está formado por tres campos asociados a la explotación de crudo extrapesado: Arcuna, Bare y Cariña. Estos campos tienen unas reservas probadas de petróleo 24.102 millones de barriles normales y 2.921 trillones de pies cúbicos normales de gas con reservas recuperables cuantificadas en 3.610 millones de barriles normales y 1.708 trillones de pies cúbicos normales de petróleo y gas respectivamente.

El Distrito cuenta con 5 estaciones de flujo, 8 estaciones de descarga y 3 estaciones multifásica. Estas estaciones manejan una producción de 205.054 barriles por día (bpd), y específicamente la estación BARED – 10 tiene una producción de

129.312 bpd, manejando un mayor porcentaje de producción, del orden de 65% en comparación con las otras estaciones. En esta estación el crudo es sometido a una serie de procesos: separación, deshidratación, almacenamiento y bombeo.

BARED-10 está constituida por un tren de tanques de lavado, 4 de ellos con una capacidad de 20.000 barriles y 1 tanque de 40.000 barriles, éste último presenta en la actualidad una fisura en el techo. Debido a que es un equipo crítico dentro del proceso de deshidratación esto impide sacar el mismo fuera de servicio requiriendo la sustitución por otro equipo que cumpla con las mismas funciones, para así optimizar el manejo de la producción.

La situación planteada anteriormente requiere la evaluación de una propuesta que permite mejorar el desarrollo del proceso, y estudiar la factibilidad de aplicar la propuesta evaluada. Esto se llevará a cabo por medio del análisis de diagramas de flujos de procesos (DFP's), diagramas de tuberías e instrumentación (DTI's) y la elaboración de un modelo de simulación. Una vez evaluada la propuesta se actualizará la filosofía de control y operación de la estación, así como los DFP y los DTI.

Una vez realizada la propuesta o nueva filosofía la gerencia de producción tendrá la información que permitirá ejecutar un proyecto que solucionará el problema mejorando el proceso y en el mejor de los casos aumentado la producción, que para éste momento se encuentra limitada por las dificultades que presenta el tanque de lavado.

## **1.4 Objetivos**

### **1.4.1 Objetivo general**

Proponer una estrategia de reemplazo del sistema de deshidratación de la estación de descarga BARED-10, PDVSA Distrito San Tomé.

### **1.4.2 Objetivos específicos**

1. Identificar la condición actual de la estación BARED – 10.
2. Establecer bases y criterios del diseño de la nueva infraestructura.
3. Seleccionar la alternativa factible de implantación para el reemplazo del sistema de deshidratación de BARED-10, apoyándose en el uso de un modelo de simulación de la estación.
4. Reestructurar la filosofía de control y operación en base a las modificaciones propuestas de la estación BARED-10.

## **CAPITULO II**

### **MARCO TEÓRICO**

#### **2.1 Antecedentes**

Para iniciar dicho estudio es necesario indagar sobre la existencia de trabajos ya realizados que de una u otra manera se relacionen con el tema que será abordado. Entre éstos se mencionan los siguientes:

Horvath <sup>[1]</sup>, determinó cual es el origen que ocasiona las diferentes fallas en los sistemas de venteo de los tanques de almacenamiento y lavado en las estaciones de producción del Distrito San Tomé, a través de la herramienta Análisis Causa Raíz (A.C.R), que permitieron adoptar las acciones correctivas para garantizar el ciclo de vida útil de los equipos, mejorar en la seguridad y confiabilidad en el proceso.

Albornoz <sup>[2]</sup>, realizó la investigación de seguridad de los procesos y los procedimientos operacionales en las estaciones de descarga BARED-7, BARED-9 y Arecuna-3. Para lograrlo fue necesario conocer el proceso que se realiza en dichas estaciones y los riesgos presentes en los mismos, con la finalidad de determinar las causas y por ende las medidas preventivas para evitar posibles accidentes. Tal investigación permitió conocer las condiciones actuales de las estaciones de descarga para la realización de dicho estudio.

Sánchez <sup>[3]</sup>, propuso un sistema de deshidratación de crudos, con el cual se logre reducir significativamente el tiempo de reposo requerido por los mismos dentro del tanque de lavado o sedimentación. Para ello se presentó un modelo computarizado

de tanques de lavado y coalescedores, basado en modificaciones realizadas al equipo (tanque de lavado y chimenea). Se realizó la evaluación experimental, a nivel de campo, del equipo propuesto, cuyo diseño ha sido dado por el programa evaluado para tal fin.

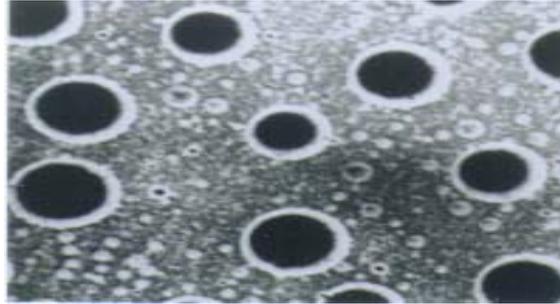
El siguiente trabajo de investigación va a dar solución al problema presentado en la estación BARED-10 en el sistema de deshidratación, el cual data desde el 2005. A diferencia de los trabajos referidos, el proyecto a desarrollar se realizará utilizando la herramienta del simulador Hysys, con la finalidad de realizar cambios en la filosofía de operación.

## **2.2 Bases Teóricas**

### **2.2.1 Deshidratación del crudo**

La deshidratación de crudos es el proceso mediante el cual se separa el agua asociada con el crudo, ya sea en forma emulsionada o libre, hasta lograr reducir su contenido a un porcentaje previamente especificado. Generalmente, este porcentaje es igual o inferior al 1 % de agua.

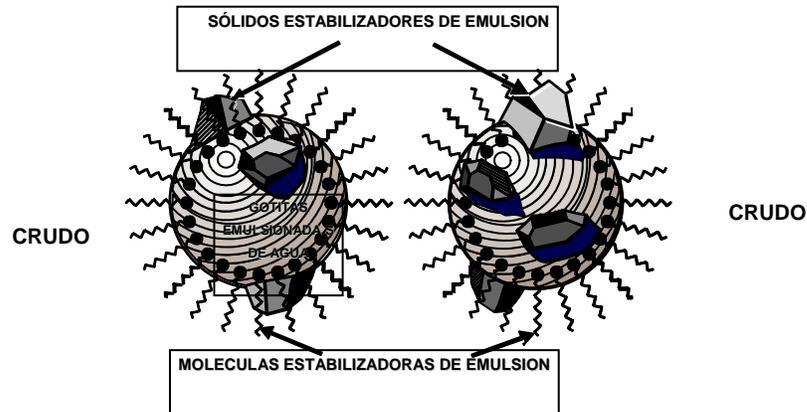
Una parte del agua producida por el pozo petrolero, llamada agua libre, la cual se separa fácilmente del crudo por acción de la gravedad, tan pronto como la velocidad de los fluidos es suficientemente baja. La otra parte del agua está íntimamente combinada con el crudo en forma de una emulsión de gotas de agua dispersadas en el aceite, la cual se llama emulsión agua/aceite (W/O), como se muestra en la figura 2.1<sup>[1]</sup>.



**Figura 2.1** Microfotografía de una emulsión agua en petróleo crudo<sup>[1]</sup>

### **2.2.1.1 Emulsión**

Una emulsión es definida como un sistema que contiene un líquido disperso en otro líquido inmisible, por lo tanto, estos dos líquidos coexisten como dos líquidos distintos. La frase “aceite y agua no se mezclan” expresa la mutua insolubilidad de muchos hidrocarburos líquidos con el agua. El mecanismo de estabilización ocurre cuando los emulsionantes son partículas sólidas muy finas. Para ser agentes emulsionantes, las partículas sólidas deben ser más pequeñas que las gotas suspendidas y deben ser mojadas por el aceite y el agua. Luego estas finas partículas sólidas o coloideas (usualmente con surfactantes adheridos a su superficie) se colectan en la superficie de la gota y forman una barrera física. Un ejemplo común de éste tipo de emulsionante es el sulfuro de hierro y la arcilla. En la figura 2.2 se muestra la adsorción de diferentes partículas emulsionantes en una gota de agua. <sup>[1]</sup>



**Figura 2.2** Representación grafica de la estabilización de una gota de agua por agentes emulsionantes presentes en el petróleo crudo<sup>[1]</sup>

### 2.2.1.2 Factores involucrados en la ruptura de una emulsión

Los mecanismos de ruptura de una emulsión W/O se reducen en tres etapas:

#### **Etapla 1. Acercamiento macroscópico de las gotas**

Cuando las gotas de fase dispersa son más o menos grandes se aproximan por sedimentación gravitacional, gobernadas por las **leyes de Stokes** (basada en la suposición de gotas esféricas rígidas, ecuación 2.1) o de **Hadamard** (movimiento convectivo interno en las gotas y efecto de la viscosidad de la fase interna, ecuación 2.2), pero sí son menores de 5  $\mu\text{m}$  está presente el movimiento Browniano.

$$V_S = \frac{2(\rho_1 - \rho_2)gr^2}{9\eta_c} = f_s \cdot r^2 \quad \text{Ec. (2.1)}$$

$$V_H = V_S \frac{\left(1 + \frac{\eta_c}{\eta_i}\right)}{\left(1 + \frac{2}{3} \frac{\eta_c}{\eta_i}\right)} \quad \text{Ec. (2.2)}$$

Donde:

$V_s$  = velocidad de sedimentación de Stokes (cm/s).

$V_H$  = velocidad de sedimentación de Hadamard (cm/s).

$\rho_1$  = densidad del agua ( $\text{g/cm}^3$ ).

$\rho_2$  = densidad del crudo ( $\text{g/cm}^3$ ).

$g$  = aceleración de gravedad ( $\text{cm/s}^2$ ).

$r$  = radio de las gotas de agua dispersas en el crudo (cm).

$\eta_e$  = viscosidad de la fase externa (cP).

$\eta_i$  = viscosidad de la fase interna (cP).

$f_s$  = factor de Stokes ( $1/\text{cm}\cdot\text{s}$ )

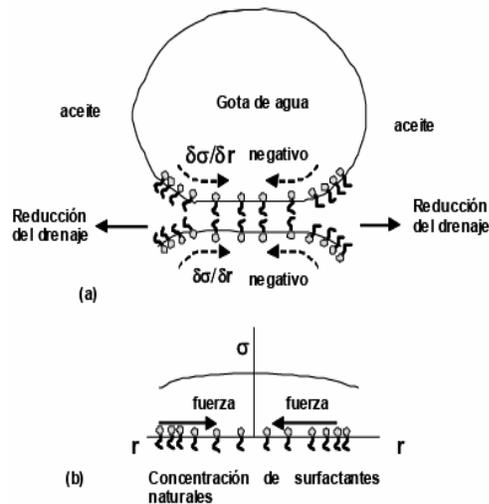
Una velocidad de sedimentación del orden de 1 mm por día es suficientemente baja para que el movimiento de convección térmica y el movimiento Browniano la compensen. Ésto indica que el problema de sedimentación puede volverse muy severo para crudos pesados o extrapesados, para los cuales la diferencia de densidad es poca y la viscosidad es alta.

## **Etapa 2. Drenaje de la película**

Al final de la etapa anterior, las gotas se deforman y se genera una película intergota, dando inicio así a la segunda etapa del proceso llamada “drenaje de la película”, donde están involucrados fenómenos interfaciales relacionados con la presencia de surfactantes adsorbidos.

El flujo de líquido de la película trae consigo moléculas de surfactantes naturales adsorbidas debido al flujo convectivo creando un gradiente de concentración en la interfase. Este gradiente de concentración produce una variación

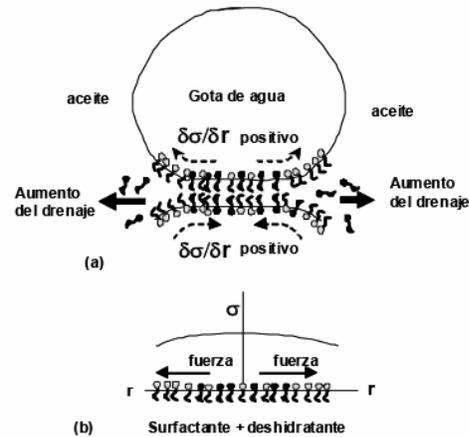
en el valor local de la tensión interfacial (gradiente de tensión) que genera una fuerza opuesta al flujo de líquido fuera de la película, figura 2.3 (a), (b).



**Figura 2.3** (a) Efecto del drenaje de la película sobre la concentración de surfactantes naturales. (b) Efecto de la concentración superficial sobre la variación en la tensión interfacial en el interior de la película drenada<sup>[1]</sup>

El esfuerzo de corte asociado con el drenaje tiende a concentrar la mayor parte de las moléculas de surfactante natural fuera de la película y a disminuir su concentración en el interior de la película. Las moléculas de desemulsionantes son adsorbidas en los espacios dejados por los surfactantes naturales en la película, figura 2.4 (a), (b).

El acercamiento también pueden ser demorado por fenómenos electrocinéticos como el efecto electroviscoso denominado “potencial de flujo” (fuerza opuesta al drenaje de la película) y/o un aumento de la viscosidad interfacial (formación de una película interfacial rígida e inmovilización de la capa de aceite que solvata las colas lipofílicas). La mejor forma de eliminar estos efectos es anular las interacciones del surfactante natural, lo cual se logra mediante la formulación fisicoquímica.<sup>[1]</sup>



**Figura 2.4** (a) Ilustración esquemática de la adsorción del surfactante deshidratante en la superficie de la película (b) Efecto de la concentración superficial del surfactante natural y las moléculas de deshidratante sobre la variación de la tensión interfacial en el interior de la película drenada<sup>[1]</sup>

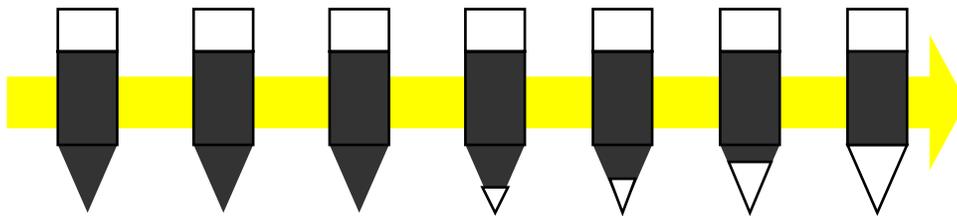
### Etapa 3. Coalescencia

La coalescencia se define como un fenómeno irreversible en el cual las gotas pierden su identidad, el área interfacial se reduce y también la energía libre del sistema (condición de inestabilidad). Sin embargo, este fenómeno se produce sólo cuando se vencen las barreras energéticas asociadas con las capas de emulsionante adsorbido y la película de fase continúa entre las dos gotas. Ésta etapa puede considerarse como instantánea respecto a las dos primeras etapas.<sup>[1]</sup>

#### 2.2.1.3 Prueba de botella

La prueba de botella (figura 2.5), es usada comúnmente para determinar cuál de los químicos conocidos como desmulsificantes pueden romper la emulsión

proveniente de un pozo arrendado o campo. Los resultados de esta prueba, como se muestra en la tabla 2.1, indican la relación requerida de componente de tratamiento para la emulsión, que es la más pequeña cantidad necesaria del químico para romper satisfactoriamente la emulsión.



**Figura 2.5** Prueba de botella de agua en crudo<sup>[1]</sup>

**Tabla 2.1** Porcentaje de agua y sedimento del crudo extrapesado para la prueba de botella

<b>Tiempo</b>	0 min.	3 min.	5 min.	10 min.	1 hr.	1.5 hr.	5 hr.	$\infty$
<b>% AyS</b>	0	0	0	0.4	1.2	2.1	8.5	22 $\infty$

% A y S: porcentaje de agua y sedimento.

### 2.2.2 Estación de flujo

Son instalaciones compuestas por tanques, bombas y tuberías donde se recolecta la producción de varios pozos para enviarla posteriormente a otros sitios según las operaciones que se realice.

### 2.2.3 Estación de descarga

En éstas estaciones se recibe el crudo proveniente de las estaciones de flujo y de pozos individuales, para ser tratado (deshidratado) y enviado al patio de

almacenamiento. Las estaciones de descarga (figura 2.6) se encuentran constituidas por las siguientes áreas para la deshidratación del crudo:

- Área de recolección de crudo (múltiple de producción)
- Área de inyección química
- Área de separación
- Área de calentamiento
- Área de deshidratación
- Área de almacenamiento
- Área de bombeo [2]

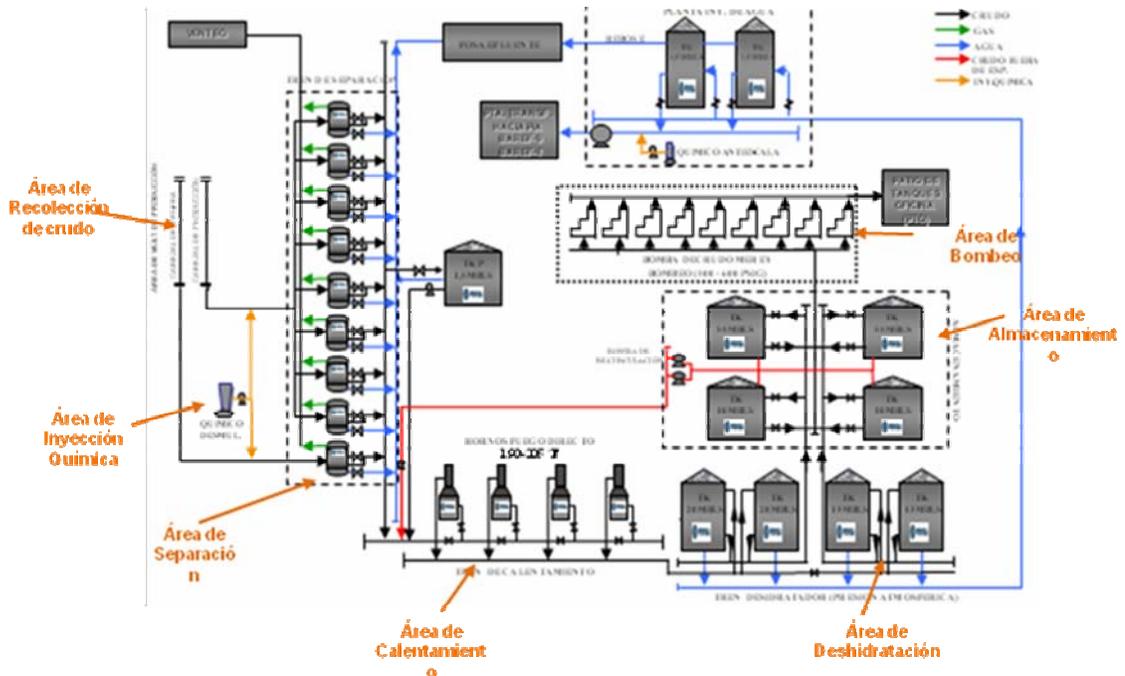


Figura 2.6. Representación de una estación de descarga [2]

### 2.2.3.1 Recolección de crudo (múltiple de producción)

Normalmente la producción de los pozos llega al denominado múltiple de producción (figura 2.7), el cual no es más que una serie de tubos y válvulas que permiten recolectar la producción, alineando los pozos a la línea de producción y/o realizar labores de prueba.<sup>[3]</sup>



**Figura 2.7.** Múltiples de producción de la estación de descarga BARED-10.

### 2.2.3.2 Inyección química

Diferentes estudios han demostrado que el mecanismo físico-químico de acción de los agentes deshidratantes o desemulsionantes está asociado a la formulación óptima del sistema ( $SAD = 0$ , siendo SAD la Diferencia de Afinidad del Surfactante).

La formulación óptima se define básicamente como un estado de equilibrio entre las afinidades del surfactante para la fase acuosa y para la fase oleica. En la tabla 2.2 se presentan algunos de los productos surfactantes utilizados como agentes deshidratantes para romper emulsiones W/O.<sup>[3]</sup>

**Tabla 2.2** Historia del uso de deshidratantes

Periodo	Dosificación (ppm)	Tipo de química
1920	1.000	Jabones, sales de ácidos nafténicos, aromáticos y alquilaromáticos, sulfonatos, aceite de castor sulfatado
1930	1.000	Sulfonatos de petróleo, esterres de ácidos sulfosuccínicos, di-epóxicos
Desde 1935	100-500	Ácidos grasos etoxilados, alcoholes grasos y alquilfenoles
Desde 1950	100	Copolímeros bloques de óxido de etileno/óxido de propileno EO/PO, resinas p-alquilfenol formaldehídos + EO/PO y modificaciones
Desde 1965	30-50	Aminas oxialquiladas, poliaminas
Desde 1976	10-30	Oxialquilados, resinas p-alquilfenol formaldehídos cíclicas y modificaciones complejas
Desde 1986	5-20	Poliesteraminas y sus mezclas

### 2.2.3.3 Separadores gas/líquido

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

diferencia de densidad. El número de separadores varía en función del volumen de producción de gas y petróleo en las estaciones. Se identifican cuatro secciones de separación:

- a) Separación primaria. Comprende la entrada de la mezcla crudo-agua-gas.
- b) Separación secundaria. Está representada por la etapa de separación máxima de líquido por efecto de gravedad.
- c) Extracción de neblina. Consiste en la separación de las gotas de líquido que aún contiene el gas.
- d) Acumulación de líquido. Está constituida por la parte inferior del separador que actúa como colector, y posee control de nivel mediante un flotador para manejar volúmenes de líquidos obtenidos durante la operación.

Los separadores verticales operan con mayor eficiencia a una baja relación gas-petróleo menor de 500 pie<sup>3</sup>/barril, mientras que los separadores horizontales poseen mayor área superficial y tienen controladores de espumas. En la figura 2.8 se puede observar un tren de separadores verticales y horizontales. <sup>[4]</sup>



**Figura 2.8.** Separadores horizontales y verticales de la estación de descarga BARED-

### 2.2.3.4 Hornos

Los hornos o calentadores pueden ser de tipo directo e indirecto en función de la forma en que se aplica el calor. En los hornos de tipo directo, como se muestran en la figura 2.9, el calor es transferido por contacto directo de la corriente alimentada con la superficie interna del calentador. Aunque este tipo presenta problemas de sedimentos y de corrosión pueden manejar mayores volúmenes de fluidos con menor gasto de combustible que los hornos de tipo indirectos. Operan eficientemente en procesos de baja presión y donde los fluidos manejados no son muy corrosivos. Los más utilizados son los calentadores de fuego directo con cajas de fuego de tipo vertical.<sup>[5]</sup>



**Figura 2.9.** Hornos de la estación de descarga BARED-10. PDVSA

### 2.2.3.5 Tanque de lavado

Los tanques de lavado o comúnmente llamados “Gun Barrels”, utilizado para la separación de emulsiones de agua en petróleo se basan en el principio de gravedad diferencial (figura 2.10); siendo el agua más pesada que el petróleo, se asienta en el fondo del tanque que contiene la mezcla de los dos. Por experiencia, sin embargo, las

pequeñas partículas de un material suficientemente duro y estable para resistir la ruptura y evitar que se junten o reúnan las gotas de agua en un tiempo razonable traen problemas en este tipo de tanques. Por lo tanto, el calor, los productos químicos, los auxiliares mecánicos o sus diversas combinaciones son comúnmente necesarios para acelerar la separación. <sup>[6]</sup>

La línea de alimentación posee una presión ligeramente mayor que la presión atmosférica y el tope del tubo conductor se encuentra a presión atmosférica. Por esta razón cuando la emulsión pasa de la línea de entrada al tubo conductor, se produce cierta liberación del gas, el cual pasa al sistema de venteo. Éste sistema se comunica con el tope del tanque de lavado que también se encuentra a presión atmosférica. La parte líquida, al liberar el gas en solución remanente, desciende por el tubo conductor y a través del distribuidor entra a la zona de agua de lavado.



**Figura 2.10.** Tanque de Lavado de la estación de descarga BARED-10.

El distribuidor hace que la emulsión se divida lo más finamente posible, de tal forma, que el área de contacto entre el agua de lavado y la emulsión sea la máxima. Esto induce a aumentar la coalescencia de las partículas de agua.

La emulsión fluye a través del agua de lavado con relativa facilidad y sigue su movimiento inclinado-ascendente y penetra a la zona de emulsión. En ésta zona, el ascenso es más lento; esto permite que una pequeña porción de agua libre remanente se asiente. Además el petróleo por ser más liviano que el agua pasa a la zona superior constituida por petróleo deshidratado.

Luego el petróleo limpio entra al envase recolector, y de allí pasa a la línea de descarga que va a los tanques de almacenamiento.

En muchos casos es necesario usar calor para poder romper emulsiones en un tiempo razonable. Esto suele ocurrir cuando los petróleos son altamente viscosos, para ello se usa un proceso de calentamiento antes de que la emulsión entre al tanque de lavado.

Sin embargo los fluidos pierden cierta cantidad de calor al pasar por el tanque de lavado. Por ésta razón se obtiene una diferencia de temperatura entre la entrada y salida de los fluidos. Esto crea una serie de corrientes térmicas dentro del tanque de lavado. La influencia de estas corrientes térmicas en la efectividad del tanque debe ser evaluada.

Al agregar calor a la emulsión se logran los resultados siguientes:

- La viscosidad del petróleo disminuye.
- La tensión superficial de la película interfacial disminuye.

Éstos resultados ayudan a que la emulsión trate de romperse y que la tendencia de los petróleos a formar espumas se reduzca.

El calor se pierde del tanque de lavado al medio ambiente, mediante los procesos de transferencia de calor por radiación y convección. Es por esto que la emulsión que justamente que entra al tanque tiene una temperatura mayor que la que ya está en él, y por lo tanto ella asciende con mayor rapidez que la que estaba en el tanque.

En algunas ocasiones las corrientes térmicas pueden conducir al fenómeno de la canalización. Esto puede ocasionar que el grado de deshidratación no sea el adecuado. En estos casos, se hace necesario agregar sistemas deflectores que ayuden a mejorar los efectos hidro-mecánicos en el tanque. Esto a su vez permite un tiempo uniforme de las partículas para la decantación.

El tiempo de residencia varía entre 3 a 36 horas. El tiempo de residencia también es función del tipo de emulsión. Por esta razón, el diseño de un tanque de lavado depende principalmente de las características de las emulsiones. Entre los equipos más utilizados por la industria petrolera se mencionan los tanques de lavado de tipo helicoidal, los de tipo rasurado, concéntrico o araña.<sup>[6]</sup>

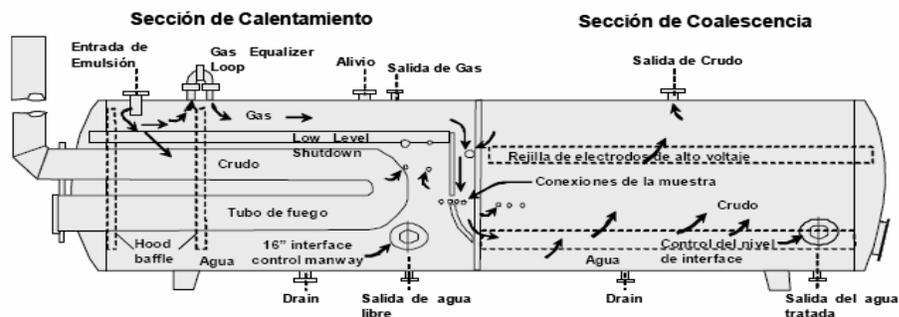
#### **2.2.3.6 Deshidratador electrostático**

Son recipientes cilíndricos ubicados en forma horizontal (figura 2.11) , cuya función es realizar el proceso de separación agua- crudo; éste en su interior posee rejillas metálicas paralelas, con una separación determinada, a través de las cuales se hace pasar la emulsión de crudo, previamente tratada con productos químicos desmulsificantes y calentado, aplicándose una diferencia de voltaje entre las rejillas, lo que incrementa significativamente la frecuencia de choques entre las gotas, acelerando la coalescencia y por ende la decantación del agua en un tiempo corto.<sup>[7]</sup>



**Figura 2.11.** Deshidratador electrostático de la estación de descarga GUARA-10. PDVSA

Un deshidratador electrostático está dividido en 3 secciones (figura 2.12). La primera sección ocupa aproximadamente el 50% de su longitud y es llamada **“sección de calentamiento”**. La segunda sección es llamada **“sección central o control de nivel”** y esta ocupa alrededor del 10% de su longitud ubicada adyacente a la sección de calentamiento. La tercera sección ocupa el 40% de la longitud del deshidratador y es denominada **“sección de asentamiento”** del agua suspendida para producir crudo limpio. Las parrillas de electrodos de alto voltaje están localizadas en la parte superior del recipiente, arriba de la interfase agua-aceite.



**Figura 2.12** Deshidratador electrostático<sup>[7]</sup>

Entre las ventajas que posee los deshidratadores electrostáticos es que son menos afectados en su operación por las características de los crudos (densidad, viscosidad), agua o agentes emulsionantes, ofrecen mayor flexibilidad, el tiempo de residencia asociado es relativamente corto y por otra parte, son de menor dimensión. Además, con el tratamiento electrostático se obtiene una mejor calidad del agua separada y una mayor flexibilidad en cuanto a las fluctuaciones o variaciones en los volúmenes de producción.

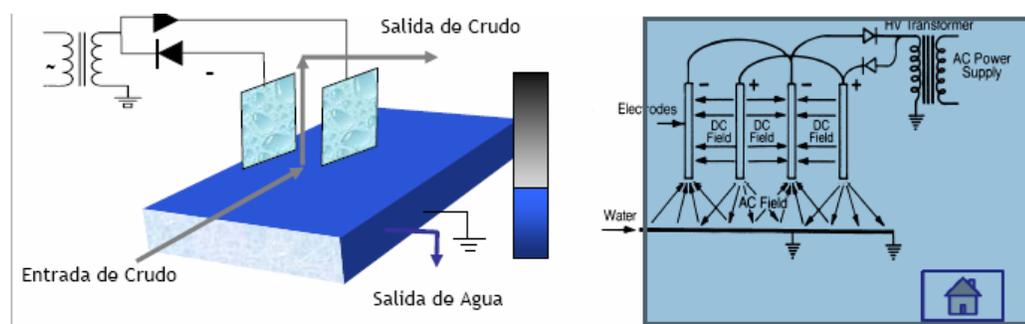
Entre las desventajas que presentan los equipos de deshidratación electrostática están:

1. Requerimiento de supervisión constante en su operación.
2. Instalación de sistemas de control más sofisticados, lo que incide tanto en los costos de operación como de inversión.
3. 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.
4. 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.
5. 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.

El sistema electrostático patentado por NATCO es el método mas sencillo y efectivo para la deshidratación de crudo. Éste sistema proporciona mayor eficiencia para manejar volúmenes mayores en un recipiente más pequeño. En lugar de la corriente continua (AC), el sistema incorpora ambos campos, AC y DC.

Cuando la emulsión sale de los distribuidores de entrada, ingresa a un campo AC de bajo gradiente, el cual va a coalescer la mayoría del agua dispersa. La emulsión que lleva gotas de agua más pequeñas continúa en dirección ascendente hacia un campo DC de alto gradiente. El campo DC actúa como sección pulidora para coalescer y separar las gotas de agua más pequeñas. Utilizando la misma fuente confiable de energía AC como un tratador electrostático convencional, el tratador particiona la onda senoidal eléctrica de entrada con rectificadores el alto voltaje, en componentes positivos/negativo. Los pares de placas de electrodos se cargan opuestamente. Las gotas de agua que ingresan al campo son alargadas y atraídas hacia una u otra placa, aceptando la carga de la placa del electrodo a la cual se aproxime. El transformador es una fuente de poder especialmente diseñada. El transformador es de 480V, una fase, 60Hz.

El alto voltaje del secundario del transformador está conectado a los electrodos a través de dos bujes de entrada de alto voltaje especialmente diseñados, los cuales lo aíslan de los metales circundantes como se muestra en la figura 2.13.



**Figura 2.13** Representación de un proceso de electrocoalescencia AC-DC<sup>[7]</sup>

La coalescencia de las gotas pequeñas de agua dispersas en el crudo, se puede lograr sometiendo la emulsión crudo-agua a campos eléctricos de alto voltaje. La fuerza de atracción entre las gotas de agua y el campo eléctrico, está dada por:

$$F = K_s \cdot E^2 \cdot (dm)^6 / S^4 \quad \text{Ec. (2.3)}$$

Donde:

F= fuerza de atracción entre gota ( $v^2$ )

$K_s$ = constante

E= gradiente de voltaje (v/m)

dm=diámetro de la gota (m)

S= distancia entre gotas (m)

El gradiente de voltaje es proporcional a la fuerza de atracción entre las gotas. Los deshidratadores electrostáticos son diseñados por los fabricantes, sin embargo el siguiente procedimiento puede utilizarse a modo de verificación (tomado de Shell Production Hand Book, DEP 31.27.21.30-Gen. November 2003):

Debe disponerse de la siguiente data a la temperatura mínima de operación:

$q_o$  =flujo de crudo neto ( $m^3/s$ )

$\rho_o$  =densidad del crudo ( $kg /m^3$ )

$\rho_w$  =densidad del agua ( $kg /m^3$ )

$\mu_o$  = viscosidad del crudo (Pa.s)

Se calcula la relación  $\Delta\rho / \mu_o$  para la fase crudo y mediante la figura 2.14, se determina la máxima tasa de flujo permisible ( $q_o/A$ ).

Se calcula la mínima sección transversal horizontal requerida en la sección de separación del recipiente mediante la ecuación:

$$A_{\text{hmin}} (\text{m}^2) = q_o (q_o/A). \quad \text{Ec.(2.4)}$$

Mediante las tablas 2.3 y 2.4 pueden seleccionarse un deshidratador electrostático que cumpla con los requerimientos del  $A_{\text{hmin}}$ .

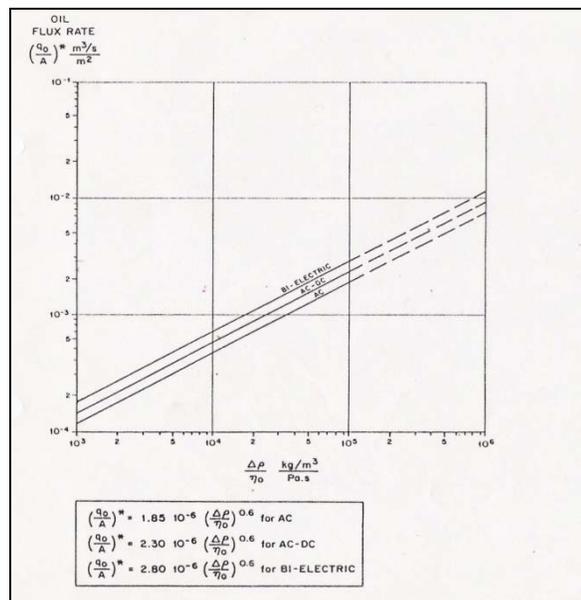
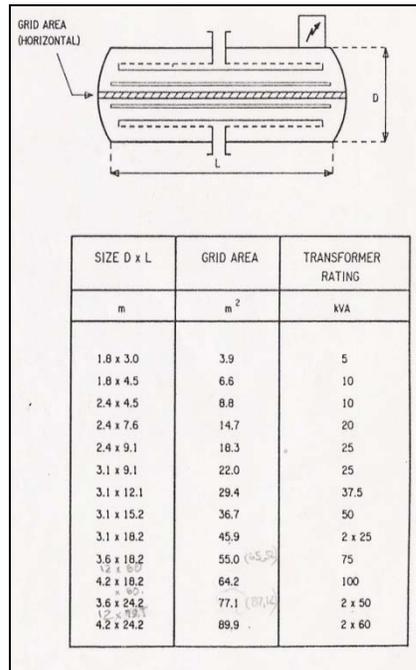
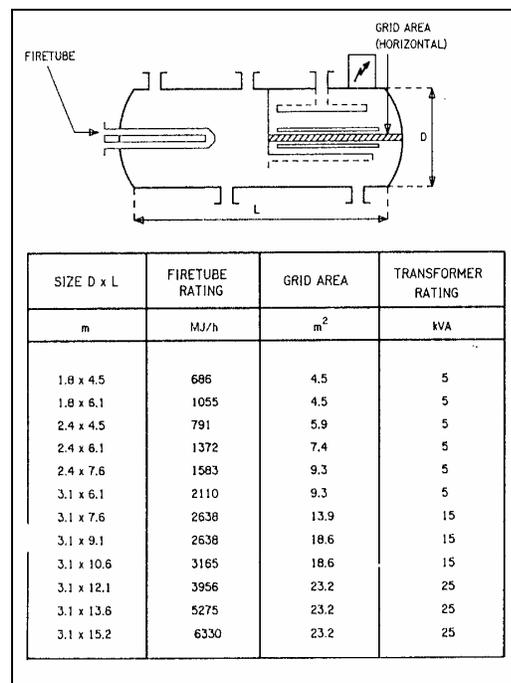


Figura 2.14 Máxima tasa de flujo permisible<sup>[7]</sup>

Tabla 2.3 Dimensiones deshidratadores electrostáticos sin área de calentamiento.



**Tabla 2.4** Dimensiones deshidratadores electrostáticos con área de calentamiento.



El tiempo de residencia debe ser aproximadamente de 1 a 3 horas.

### **2.2.3.6.1 Comparación de los procesos de deshidratación usando tanques de lavado y separación electrostática**

#### **1. Efecto de la gravedad API**

Los tanques de lavado generalmente se usan para gravedades superiores a los 12°API. Cuando un tanque de lavado se usa para deshidratar crudos con gravedades API por debajo del diseño, se presentan problemas operacionales.

Los separadores electrostáticos son efectivos para tratar crudos de diferentes gravedades API, incluyendo el rango entre 10°API y 12°API.

#### **2. Origen de la coalescencia**

En los tanques de lavado la coalescencia se origina cuando se produce una ruptura de la película interfacial. Esto se origina por el efecto de:

- a. Desmulsificante
- b. Variación de temperatura por el calor o choques mecánicos.

En los deshidratadores electrostáticos la coalescencia tiene su origen fundamental en el efecto del campo electrostático, aunque se puede complementar con desmulsificantes y calentamiento. Básicamente el efecto electrostático aumenta el valor de diámetro promedio de las partículas de agua salada ( $d_p$ ) y por lo tanto, el aumento de la velocidad de coalescencia es mayor que en un tanque de lavado.

### **3. Tiempo de residencia**

Usualmente en los taques de lavado el tiempo de residencia varía entre 4 y 36 horas. En cambio, en los deshidratadores electrostáticos el tiempo de residencia es relativamente corto: de 1 a 3 horas.

Ésta diferencia indica que en la deshidratación electrostática se pueden tomar acciones con mayor prontitud, que cuando se usan tanques de lavados. Además, el volumen de fluido que maneja una unidad electrostática es generalmente inferior al que se maneja en tanques de lavado.

### **4. Personal de supervisión**

La deshidratación electrostática necesita una supervisión especializada, ya que los sistemas de control son complejos. En los tanques de lavado la supervisión es necesaria, aunque no es tan compleja como la que requiere la operación de los deshidratadores electrostáticos.

### **5. Diseño conceptual y fabricación**

El diseño conceptual y fabricación de los tanques de lavado se han realizado totalmente en el país desde hace muchos años. El diseño conceptual de los deshidratadores electrostáticos se realiza en el país, y recientemente se han fabricado algunas unidades, con partes hechas en el país (como por ejemplo el envase a presión) y con partes importadas (como por ejemplo los sistemas de control).

## **6. Espacio**

Los tanques de lavado pueden ocupar un espacio considerablemente mayor que el ocupado por los deshidratadores electrostáticos.

## **7. Costos e inversión**

Los costos de inversión del equipo electrostático, así como sus gastos de energía, son mayores que los correspondientes a los tanques de lavado.

## **8. Pérdidas de fracciones livianas**

Las pérdidas de fracciones livianas por evaporación son menores en los deshidratadores electrostáticos que en los tanques de lavado. Esto se debe a que los deshidratadores electrostáticos son envases a presión, mientras que los tanques de lavado operan a presión atmosférica.

## **9. Consumo de desemulsificante**

Generalmente, el consumo de desemulsificante es mayor en los tanques de lavado, que en los separadores electrostáticos. En algunos casos esta situación de consumo se invierte debido a los métodos operacionales de campo.

## **10. Uso de aislantes térmicos**

Los separadores electrostáticos requieren de aislantes térmicos debido a sus altas temperaturas de trabajo. En los tanques de lavado el aislante térmico no es esencial, aunque se debe evaluar si económicamente se justifica su uso. <sup>[8]</sup>

### 2.2.3.7 Tanques de almacenamiento

Los tanques de almacenaje para petróleo son depósitos destinados al almacenamiento del fluido proveniente generalmente de los pozos. La capacidad más utilizada varía entre 500 y 150.000 barriles nominales.

Los tanques más usados en instalaciones de superficie de producción petrolera pueden clasificarse según su función en:

- Tanques para almacenar crudo sucio o limpio.
- Tanques para probar pozos.

En la clasificación anterior no se incluyen los tanques de lavado, ya que su diseño es especial, y su propósito no es almacenar crudo.

Por otra parte los tanques de almacenamientos (figura 2.15), poseen válvulas de vació-venteo, cuyo objetivo es permitir la entrada de aire atmosférico en acciones de vaciado y garantizar la salida de gases del interior del tanque durante operaciones de llenado. Ésta función evita la deformación de los tanques de almacenamiento debido a esfuerzos generados por el desplazamiento de los fluidos<sup>[10]</sup>



**Figura 2.15** Tanque de almacenamiento de la estación de descarga BARED-10.  
PDVSA

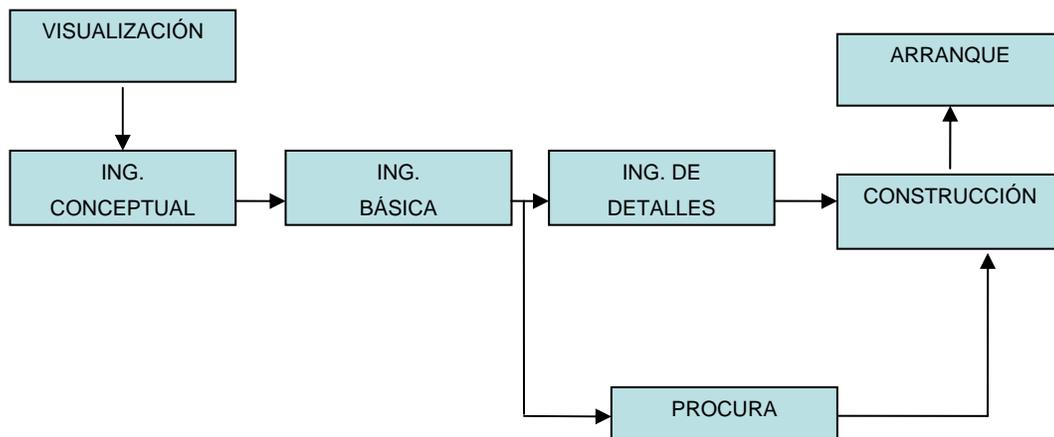
### **2.2.3.8 Bombas**

El bombeo puede definirse como la adición de energía a un fluido para moverse de un punto a otro. Una bomba es un transformador de energía. Recibe la energía mecánica, que puede proceder de un motor eléctrico, térmico, etc., y la convierte en energía que un fluido adquiere en forma de presión, de posición o de velocidad.

Las bombas pueden clasificarse sobre la base de las aplicaciones a que están destinadas, los materiales con que se construyen, o los líquidos que mueven. Otra forma de clasificarlas se basa en el principio por el cual se agrega energía al fluido, el medio por el cual se implementa éste principio y finalmente delinea la geometría específicas comúnmente empleadas. Esta clasificación se relaciona por lo tanto, con las bombas mismas y no se relaciona con ninguna consideración externa a la bomba o aun con los materiales con que pueden estar construidas.<sup>[10]</sup>

### 2.2.4 Fases de un proyecto

El desarrollo del proyecto está dividido en cinco fases (figura 2.16): visualización o estudio factibilidad, ing. conceptual, ing. básica, ing. de detalle, construcción y arranque.<sup>[11]</sup>



**Figura 2.16** Fases de un proyecto

En el caso de éste proyecto se aplicó una ingeniería conceptual y dentro de sus características se encuentran los siguientes puntos:

- Selección de tecnología.
- Escogencia del número de módulos o trenes.
- Elaboración de diagramas de bloque y proceso.
- Disposición de efluentes.
- Compra de electricidad o generación propia.
- Selección de alternativas de calentamiento y enfriamiento.
- Definición de estrategias y capacidad de almacenamiento.
- Optimizaciones energéticas.

### **2.2.5. Evaluaciones económicas**

Los análisis económicos que se refieren principalmente a proyectos técnicos y de ingeniería se conocen por lo general como estudios de ingeniería económica. Las técnicas que en gran medida se desarrollaron originalmente en el campo de la ingeniería económica, se han extendido y adaptado en años recientes para poder ser usadas en una gama más amplia de situaciones de negocios.

El análisis económico de decisiones, es la aplicación de la teoría económica orientada hacia el estudio económico de proyectos industriales y de servicio. El principio fundamental de la ingeniería económica es el de sistematizar la visión del ingeniero, para que éste pueda evaluar todas aquellas opciones que sean pertinentes con el fin de recomendar la mejor decisión. Para un mejor entendimiento de análisis económico, se pueden citar varias definiciones:

#### **2.2.5.1 Estimado de costo V**

Es una certificación de costos presupuestarios realizado por la empresa, el clase V es un estimado muy preliminar. Esto refleja los costos finales de los proyectos a realizar en dicha empresa. Cabe destacar que éste último es un estimado a partir de los costos individuales de todas las etapas que conformará el proyecto.

La estimación de costo de clase V abarca los siguientes puntos:

- Ingeniería del proyecto
- Procura equipos e instrumentos
- Construcción de la obra
- Arranque (% de costo de construcción)
- Gestión y supervisión PDVSA (% / costo total)

### **2.2.5.2 Horizonte económico**

Es un periodo de tiempo que delimita el estudio a realizar y está vinculado con la vida técnica o comercial útil probable del activo objeto de la inversión.

### **2.2.5.3 Flujo de efectivo**

Es el paso del dinero a través de una caja, ya sea saliendo o entrando. Para las evaluaciones económicas de la Industria Petrolera Nacional (I.P.N) existen tres cajas o niveles de análisis: Filial, PDVSA, y Nación. Ingresos por venta en la empresa, provienen prácticamente en su totalidad de la venta de crudo y sus derivados.

### **2.2.5.4 Gasto**

Son los desembolsos en servicios o bienes cuya vida útil es menor a un año y que no están directamente asociados a diseños, adquisición, etc, para lograr la operación normal de un activo.

### **2.2.5.5 Valor presente neto (VPN)**

El método de VPN para la elaboración de estudios se basa en el concepto de la equivalencia del valor de todos los flujos de efectivo en una fecha base o inicial conocida como el presente. En otras palabras; el criterio del valor presente neto consiste en hallar el flujo neto descontado en  $t=0$ , de los fondos de un proyecto a una tasa de interés efectiva  $i$ . Esta tasa se obtiene en el mercado crediticio perfecto, cuando la oferta y la demanda de dinero están en condiciones de equilibrio.<sup>[10]</sup>

## **2.2.6 Herramientas automatizadas**

### **2.2.6.1 Simulador**

Una de las herramientas más importante para analizar el diseño y operación de sistemas o procesos complejos es la simulación. Aunque la construcción de modelos se inició desde el Renacimiento, el uso actual de la palabra simulación data de 1940, cuando los científicos Von Neuman y Ulam que trabajaban en el proyecto Monte Carlo, durante la segunda Guerra Mundial, resolvieron problemas de reacciones nucleares cuya solución experimental sería muy costoso y el análisis matemático demasiado complejo. Con la utilización de la computadora en los experimentos de simulación, surgieron numerosas aplicaciones y con ello, una mayor cantidad de problemas teóricos y prácticos.

La simulación consiste en diseñar un modelo de un sistema real, realizar experimentos con este modelo con el propósito de entender el comportamiento del sistema. El modelado de la simulación es, una metodología aplicada y experimental que intenta:

- Postular teorías o hipótesis que explique el comportamiento observado.
- Describir el comportamiento del sistema.
- Usar las teorías para predecir comportamientos futuros.

### 2.2.6.1.1 Tipos de simulación

De acuerdo a la funcionalidad del modelo se clasifican en:

- **Estáticos.** Es una de las primeras formas de utilización de los modelos, originados por la arquitectura. Sirven principalmente para prevenir problemas y mantener una imagen completa del proyecto durante su realización.
- **Dinámicos.** En este, la palabra simulación toma sentido. Se puede analizar, entender y controlar los procesos en movimiento. Tienen el objetivo de facilitar el estudio y minimizar costos que se tendrían en los sistemas reales.<sup>[9]</sup>

## **CAPITULO III**

### **DESARROLLO DEL PROYECTO**

Para el desarrollo del proyecto, se describe a continuación las actividades y procedimientos llevados a cabo para lograr los objetivos planteados.

#### **3.1 Identificación de la condición actual de la estación BARED-10**

Esta etapa se llevó a cabo con la revisión de manuales, planos y entrevistas no estructuradas al personal encargado de la operación de la planta, para así conocer la capacidad y variables operacionales de la planta, diseño de los diferentes componentes definiendo las áreas de operación o equipos que operan la planta, en especial el sistema de deshidratación, cumpliendo con las siguientes actividades:

- **Observación directa**

Con ésta se validó la información obtenida de la revisión documental. Consistió en la observación del proceso de operación de la estación de descarga BARED-10 recolectando todos los datos operacionales necesarios para el estudio planteado.

- **Entrevistas no estructuradas**

Se basó en entrevistar el personal encargado de la estación BARED-10 (operadores, técnicos e ingenieros) y al equipo de ingenieros encargados del departamento de Ingeniería de Producción, donde éstos tuvieron la libertad de aportar información necesaria para el desarrollo del proyecto.

- **Recopilación de datos de campo**

Consistió en la toma de datos operacionales de los equipos, diámetros y longitudes de las líneas procesos. También se recolectaron muestras para el análisis del crudo en el laboratorio como: °API, viscosidad, porcentaje de agua y sedimento y cromatografías del gas asociado. Cabe destacar que esta información fue herramienta base para las distintas simulaciones, tanto en el panorama actual como en el panorama propuesto.

- **Cálculos del caudal de gas**

Inicialmente se realizó el cálculo de la relación gas/petróleo (RGP) para el año 2008 (cuyo valor permanecerá fijo para los próximos cálculos), haciendo uso de los valores de la tabla 4.3 y de la ecuación 3.1. Seguidamente se procedió al cálculo del caudal de gas, tomando los valores de la tabla 4.3 y de la ecuación 3.2. Cabe resaltar que los caudales de petróleo utilizados para el cálculo del caudal de gas fueron proporcionados por la empresa a partir de una volumetría de la estación BARED-10.

$$(RGP) = Q \text{ gas} / Q \text{ petróleo} \quad \text{Ec. (3.1)}$$

$$Q \text{ gas} = Q \text{ petróleo} \cdot RGP \quad \text{Ec. (3.2)}$$

Donde:

RGP: relación gas/ petróleo (PCPB)

Q gas: caudal del gas (PCPD)

Q petróleo: caudal del petróleo (BPD)

### 3.2 Establecer bases y criterios de la nueva filosofía

Para ello se hizo uso de ingenierías realizadas en años anteriores sobre la misma área de investigación ajustándolas a la nueva filosofía del proyecto propuesto.

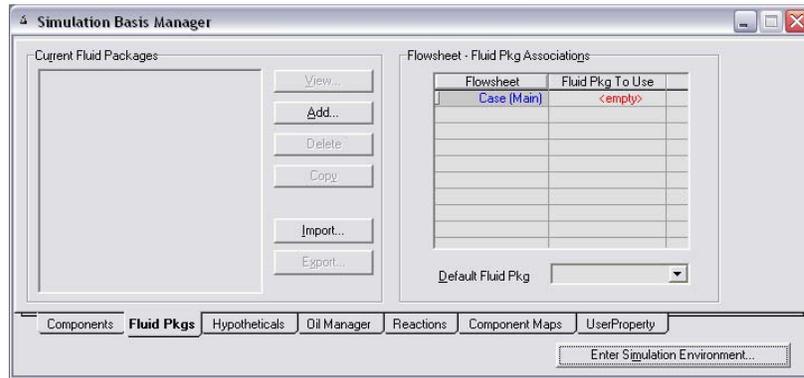
### 3.3 Selección de la alternativa factible de implantación para el reemplazo del sistema de deshidratación de BARED-10, apoyándose en el uso de un modelo de simulación de la estación

Ésta actividad permitió la evaluación del proceso de la estación de descarga BARED-10, tanto a nivel económico como a nivel técnico del escenario actual de la planta mediante el programa Seeplus y el simulador de proceso Hysys. Por otra parte, la evaluación de la situación actual y la propuesta conllevó a la selección de una alternativa factible para el reemplazo de algunos equipos del sistema de deshidratación cumpliendo con las normativas de la empresa, para su optimización. La selección de la alternativa fue basada en el análisis de las caídas de presión y la temperatura del producto final.

#### 3.3.1 Simulador Hysys Plant 3.2

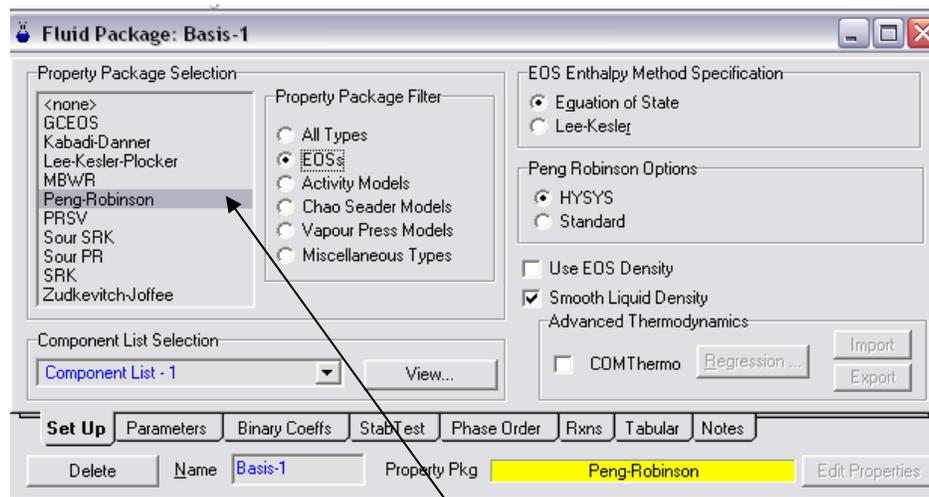
Para llevar a cabo la simulación se realizaron los siguientes pasos:

1. Se seleccionó el icono *New Case* para crear una nueva simulación.
2. Se creó un paquete de fluidos seleccionando  de la barra de herramienta *simulation Basic Manager* (figura 3.1).



**Figura 3.1** Creación del paquete de fluidos<sup>[9]</sup>

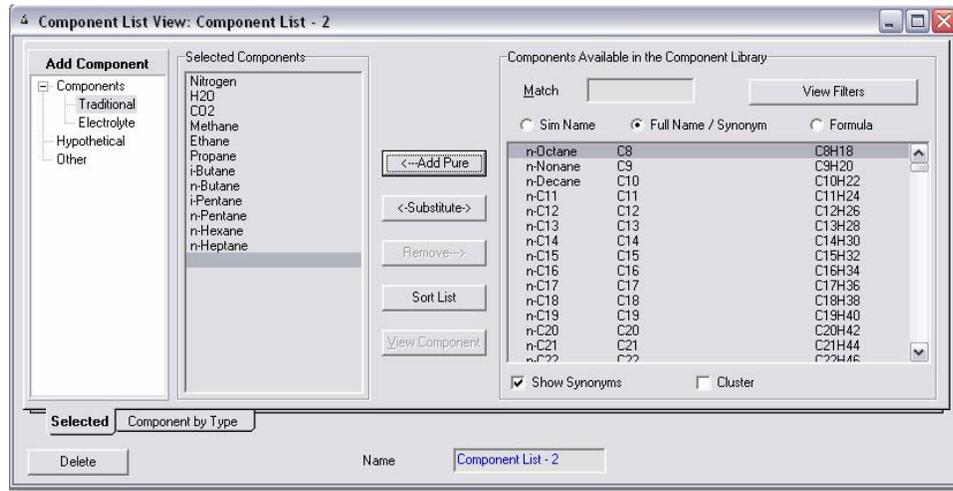
3. Se seleccionó la ecuación de estado Peng- Robinson (EOS) (figura 3.2).



Seleccionar PR

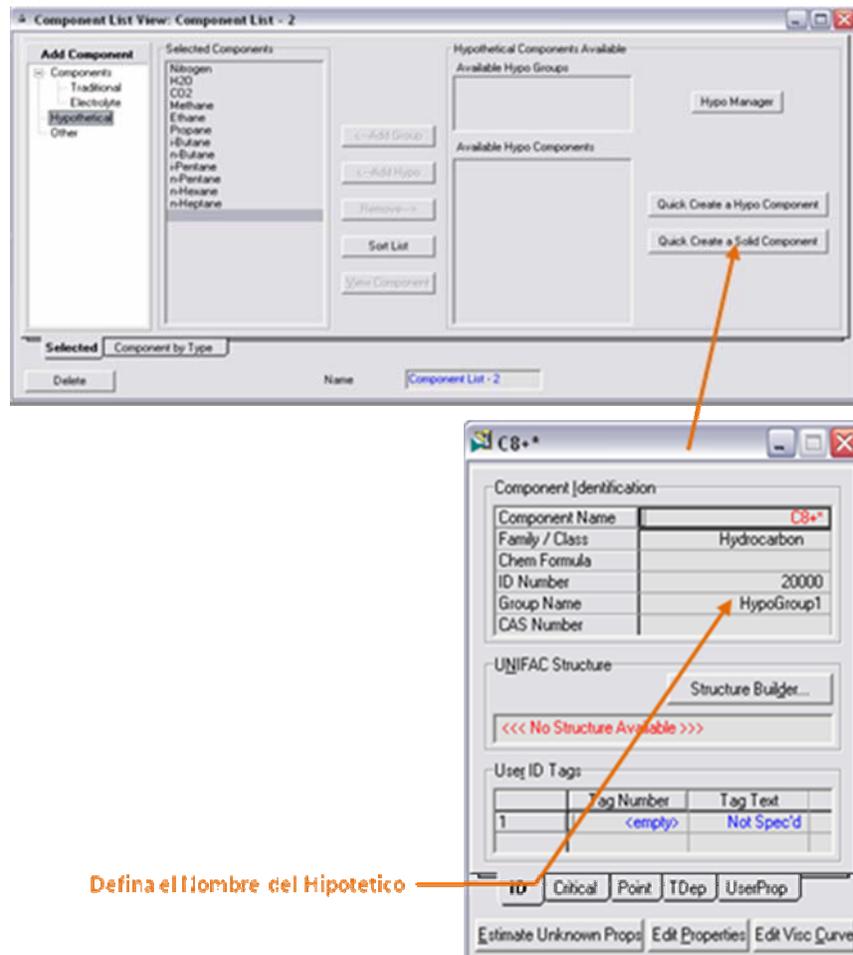
**Figura 3.2** Selección de la ecuación de estado<sup>[9]</sup>

4. En la hoja *components* se seleccionó los compuestos que conforman el crudo estudiado (figura 3.3).



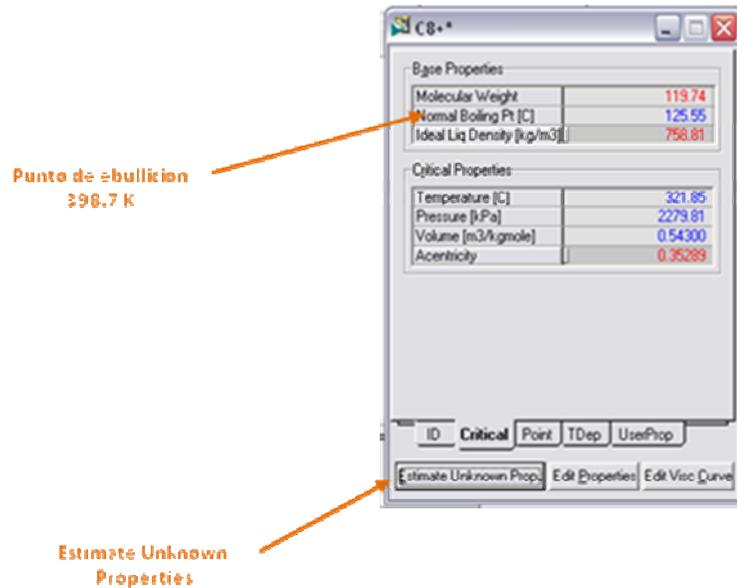
**Figura 3.3** Hoja de componentes<sup>[9]</sup>

5. Se seleccionó el botón *Hypothetical* en el grupo *Add Comps* de la hoja *Components* para agregar un componente hipotético al paquete del fluido. Los componentes hipotéticos pueden ser usados para simular mezclas que no se encuentren entre los componentes puros. Se usó un hipotético para modelar la fracción más pesada que el heptano. Para crear este compuesto hipotético se seleccionó el botón *Quick Create A Hypo comp* (figura 3.4)



**Figura 3.4** Creación de componentes hipotéticos<sup>[9]</sup>

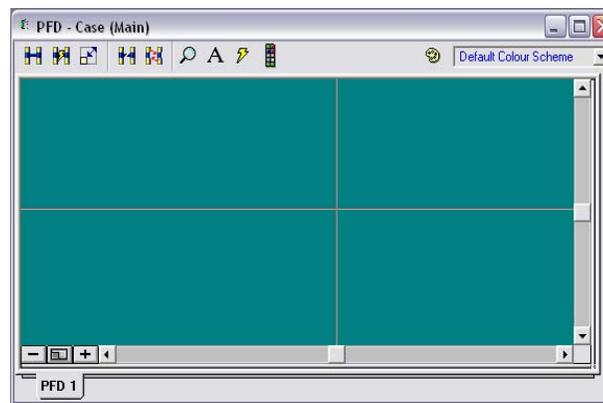
6. El siguiente paso consiste en agregar las condiciones críticas en la hoja *Critical*, el valor del *Normal Boiling Pt*, el cual es 398,7 K, además también se le introdujo la temperatura, volumen y presión críticas. Seguidamente se presione el botón *Estimate Unknown Props* para estimar las propiedades restantes. Con esto, el componente hipotético está totalmente definido (figura 3.5)



**Figura 3.5** Agregación de las Condiciones Críticas<sup>[9]</sup>

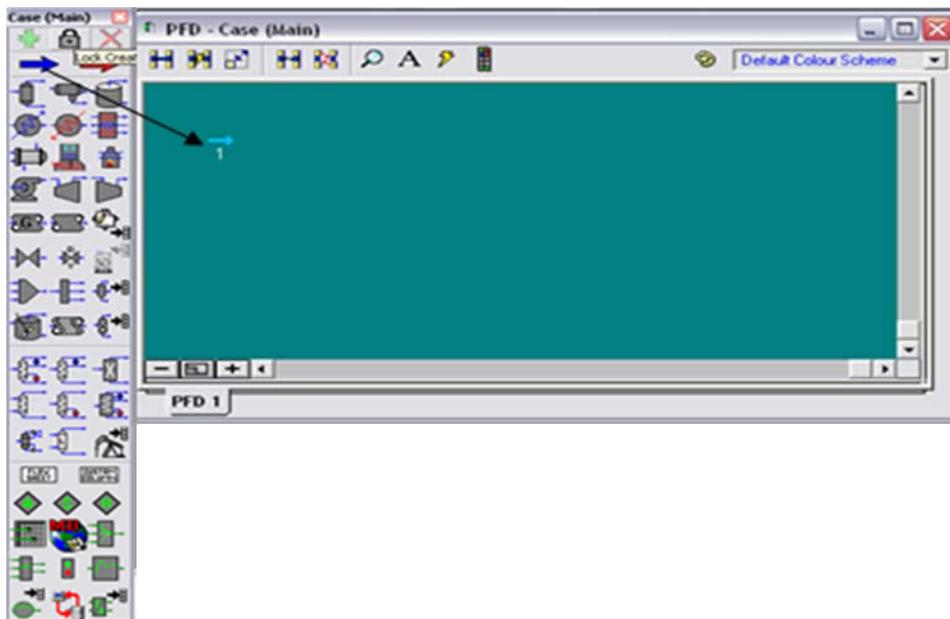
7. Se cierra la pantalla *Fluid Package* mediante  y luego se presiona el botón  botón

8. Una vez seleccionado *Enter Simulation Environment*, el programa pasa al PFD (escenario de simulación). Se instala la corriente desde el *Workbook* seleccionando el icono *Workbook* de la barra (figura 3.6).



**Figura 3.6** PFD (escenario de simulación)<sup>[9]</sup>

9. Luego se presionó el ícono  para hacer aparecer la barra de objetos. Seguidamente se seleccionó los equipos que conforman la estación de descarga BARED-10, así como también se introdujeron las condiciones requeridas por el simulador de procesos de cada uno de éstos, haciendo doble click en ellos (figura 3.7).



**Figura 3.7** Escenario para la simulación de la estación de descarga BARED-10<sup>[9]</sup>

10. Se repitió el procedimiento antes descrito para la nueva alternativa de proceso de la estación de descarga BARED-10. Cabe destacar que en el paso 9 se realizaron los cambios pertinentes, según este nuevo escenario.

### **3.3.2 Evaluación económica de la opción planteada**

A través del modelo de evaluación económica Seeplus, se accede a la información correspondiente a los costos unitarios anuales para el manejo de la producción según el pronóstico de la volumetría 2008-2027 (tabla 4.3). De acuerdo a esto, el sistema se encarga de determinar los resultados de los indicadores económicos que servirán para realizar la comparación desde un punto de vista económico. Los indicadores económicos calculados por el sistema son: el valor presente neto (VPN), la tasa interna de retorno (TIR), la tasa interna de retorno modificada (TIRM), la eficiencia de la inversión (EI) y el tiempo de pago dinámico (TPD). En la tabla 4.27 se reportan los resultados de la evaluación económica de la propuesta.

Los costos de los equipos (etapa de procura), se obtuvieron en el Departamento de Estimación de Costo de la empresa. El estimado de costo realizado fue de clase V, y basándose en este estimado, se realizó la evaluación económica de la propuesta. El estimado de costo se muestra en la sección 4.3.

“El Seeplus es un programa comercial, utilizado confidencialmente en la empresa para la evaluación económica de proyectos operacionales a futuro, donde únicamente se reportan los resultados a groso modo de este programa”

### **3.4 Reestructuración la filosofía de control y operación en base a las modificaciones propuestas de la estación BARED-10.**

La propuesta de la opción para mejorar y optimizar dicha estación, surgió de los análisis de resultados de las simulaciones de la situación actual y futura de producción de la estación de descarga BARED-10. Esta propuesta se basó en ingenierías realizadas años anteriores, con las cuales se reestructuraron los nuevos diagramas de procesos.

## **CAPITULO IV**

### **DISCUSIÓN DE RESULTADOS**

#### **4.1 Identificación de la condición actual de la estación BARED-10**

Una vez realizadas las visitas a campo, se conocieron las variables de operación y equipos que operan la planta. Esto se describe a continuación.

##### **4.1.1 Capacidad instalada en la estación BARED-10**

La infraestructura existente disponible y sus condiciones físicas, se sectoriza en función de áreas, ( figura 4.1) las cuales se mencionan a continuación:

- Área de recepción de crudo (múltiple de producción)
- Área de inyección de química
- Área de separación (gas-crudo)
- Área de calentamiento
- Área de deshidratación
- Área de almacenamiento de crudo
- Área de bombeo

En la entrada de la estación de descarga BARED-10 se tomaron muestras de crudo provenientes del área tradicional y BARE ESTE, y las mismas fueron llevadas al laboratorio de análisis del Distrito San Tomé en donde se determinaron las viscosidades a tres temperaturas (tabla 4.1), y las características del crudo Merey (tabla 4.2).

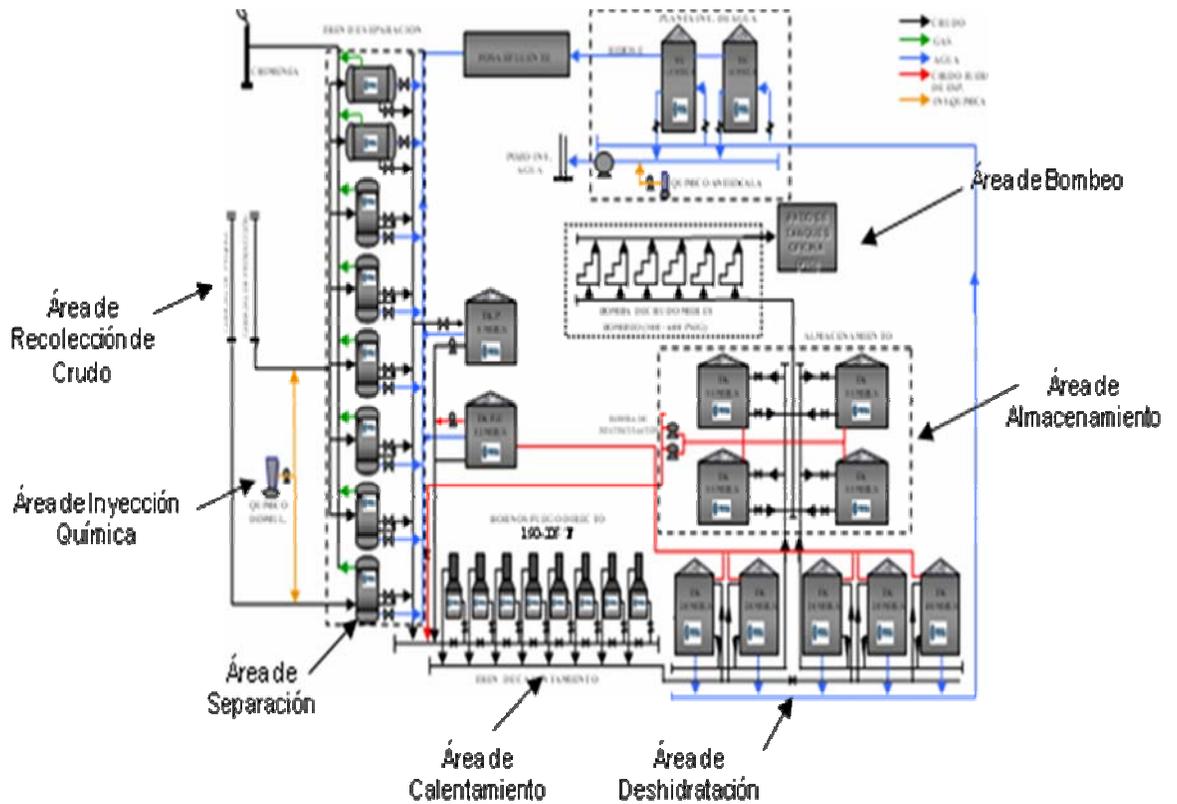


Figura 4.1. Representación actual de la estación de descarga BARED-10<sup>[2]</sup>

Tabla 4.1 Viscosidad del crudo

VISCOSIDAD DEL CRUDO	
Temperatura (°F)	Emulsionado (cP)
60	1.180,53
80	822,3
100	384,69

**Tabla 4.2** Caracterización del crudo Merey

<b>CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO</b>	
% Agua (decantada)	0
% Agua (%W)	0,8
% Emulsión (%BS)	0
% AyS (%BSW)	1,8
% Sedimentos (%S)	TR
° API @ 60 ° F	15,8
GE @ 60/60 °F	0,9606
Densidad (lb/pie <sup>3</sup> ) @ 15 °C	0,9601
Presión de vapor Reid (psia) @100 °F	≤ 1,3

Los resultados de los caudales de gas se encuentran reflejados en la volumetría de BARED-10 (2008-2027). (tabla 4.3).

**Tabla 4.3** Volumetría de BARED-10 (2008-2027)

PRODUCCIÓN	CRUDO(MBPD)	AGUA (MBPD)	DILUENTE (MBPD)	GAS (MMPCPD)
2008	66,944	8,813	53,555	30
2009	66,188	9,707	52,95	29,661
2010	67,028	9,421	53,523	30,038
2011	67,145	9,657	53,716	30,09
2012	66,829	9,116	53,463	29,949
2013	69,896	10,83	55,917	31,323
2014	71,462	12,663	57,169	32,025
2015	70,489	15,067	56,391	31,589
2016	68,922	18,14	55,137	30,887
2017	67,423	20,577	53,938	30,215
2018	65,679	22,991	52,543	29,433
2019	64,582	24,342	51,666	28,942
2020	63,793	25,563	51,035	28,588
2021	63,842	25,413	51,073	28,61
2022	63,048	26,044	50,439	28,254
2023	62,738	26,24	50,191	28,116
2024	62,501	26,386	50,001	28,009
2025	62,197	25,738	49,758	27,873
2026	61,971	25,886	49,577	27,772
2027	61,94	25,756	49,552	27,758

MBPD: miles de barriles por día.

MMPCPD: millones de pie cúbicos por día.

La estación de descarga BARED-10 maneja una producción aproximada de 129,312 MBPD, de este flujo 66,944 MBPD corresponden a la formación, es decir, el crudo extrapesado y 53,555 MBPD al diluyente inyectado para su mejor extracción. La producción corresponde a un grupo de 95 pozos activos aproximadamente, siendo la estación de mayor producción. Actualmente la estación cumple con las funciones de recolectar, separar, calentar, deshidratar y bombear crudo, presentando equipos estáticos y dinámicos para el procesamiento del mismo. Cada uno de estos equipos presentan características físicas y de operaciones distintas, donde estos valores fueron recolectados a través de las visitas a campo, tomando como apoyo los Diagramas de procesos (Anexos A) y diagramas de tuberías e instrumentación (Anexos B) actualizados durante la elaboración del proyecto.

- **Múltiple de producción**

La estación de descarga cuenta con dos múltiples de producción. Uno de ellos corresponde a los pozos de Bare este y el otro a los pozos del área tradicional. Los pozos de Bare este cuenta con cuatro cabezales cada uno, los cuales son utilizados para el envío de crudo hacia los separadores de producción general o hacia el de prueba.

- **Área de separación (gas-crudo)**

La estación de descarga cuenta con siete separadores verticales gas-crudo. Uno para prueba y dos separadores horizontales ubicados en el cabezal de producción general de la estación (procedente del múltiple). Cada uno de los separadores verticales y horizontales, definidos anteriormente, presentan características físicas y de operación, las cuales se muestran en las tablas 4.4 y 4.5.

**Tabla 4.4** Características separadores verticales

<b>Diámetro x Longitud T/T</b>	72'' x 15'
<b>Capacidad (Sep. prod. /Sep. prueba)</b>	15 MBPD/ 6MMPCD @ C.O 8 MBPD/2,7MMPCD @ C.O
<b>Presión / temperatura de operación</b>	60 psi / 90 °F
<b>Diámetro boquilla de alimentación</b>	10''
<b>Diámetro boquilla salida de crudo</b>	10''
<b>Diámetro boquilla de drenaje</b>	4''
<b>Diámetro boquilla salida gas</b>	6''

T/T: tangente/tangente

Sep: separador

Prod: producción

C.O: condición de operación

**Tabla 4.5** Características separadores horizontal

<b>Diámetro x Longitud T/T</b>	86'' x 35'
<b>Capacidad (Sep. prod.)</b>	25 MBPD
<b>Presión / temperatura de operación</b>	60 psi / 90 °F
<b>Diámetro boquilla de alimentación</b>	16''
<b>Diámetro boquilla salida de crudo</b>	6''
<b>Diámetro boquilla de drenaje</b>	4''
<b>Diámetro boquilla salida gas</b>	6''

La línea de gas de los separadores verticales se unen en un cabezal de recolección que va hacia un pequeño depurador y luego es almacenado en un recipiente receptor, los cuales suministran gas combustible a los hornos y la otra parte es venteado por los mechurrios. El proceso de los separadores horizontales cumple la misma secuencia que el separador vertical.

- **Área de calentamiento**

La estación de descarga, cuenta con ocho hornos en un área próxima a los separadores. En la tabla 4.6 se muestran la características física y de operación.

**Tabla 4.6** Características de los hornos

<b>Capacidad térmica</b>	20MMBTU/h
<b>Capacidades de los hornos</b>	14 MBPD 17 MBPD 25 MBPD
<b>Presión / temperatura de operación</b>	40 psi / 220 °F
<b>Diámetro boquilla de alimentación</b>	6''
<b>Diámetro boquilla salida de crudo</b>	8''
<b>Diámetro boquilla de drenaje</b>	8''

- **Área de deshidratación**

Una vez culminado el proceso de calentamiento del crudo en los hornos, el mismo se dirige hacia los tanques de lavado, donde se realizará la separación agua-petróleo. Éste proceso se basa en la separación de fases por calentamiento previo. Al momento en que la emulsión pasa de la línea de entrada al tubo conductor, se produce cierta liberación de gas que pasa al sistema de venteo. La parte líquida al liberar el gas en solución remanente, desciende por el tubo conductor y a través del distribuidor entra a la zona de agua de lavado. El distribuidor hace que la emulsión se divida lo más pequeñas posible, de tal forma que el área de contacto entre el agua de lavado y la emulsión sea la máxima, lo que induce a aumentar la coalescencia entre las partículas de agua.

La emulsión fluye a través del agua de lavado con relativa facilidad y sigue su movimiento inclinado-ascendente y penetra a la zona de emulsión. En esta zona el ascenso es más lento; esto permite que una pequeña porción de agua libre remanente se asiente. Además, el petróleo por ser más liviano que el agua pasa a la zona superior constituida por petróleo deshidratado.

El área de deshidratación cuenta con cinco tanques de lavado. Uno de ellos presenta en la actualidad una fisura en el techo, por lo que es calificado un equipo crítico dentro del proceso de deshidratación. Sin embargo, por ser éste el tanque de mayor capacidad se impide colocarlo como no operativo, por el hecho de ser el que mayor producción aporta a la planta BARED-10. Por consecuencia se requerirá su sustitución por otros equipos que cumpla con las mismas funciones, para así optimizar el manejo de la producción. En la tabla 4.7 se muestran las características físicas y de operación de los tanques de lavados.

**Tabla 4.7** Características de los tanques de lavados

<b>Capacidad de los tanques de lavados</b>	4 tanques de 20 MBPD c/u 1 tanque de 40 MBPD
<b>Diámetros x longitud</b>	4 tanques 67' x 40' c/u 1 tanque 81' x 48'
<b>Presión / temperatura de operación</b>	14,7 psia / 91 °F
<b>Diámetro boquilla de alimentación</b>	10''
<b>Diámetro boquilla salida de crudo</b>	6''
<b>Diámetro boquilla de drenaje</b>	2''

- **Área de almacenamiento de crudo**

La estación de descarga BARED-10 cuenta con cuatro tanques de almacenamiento. La tabla 4.8 señala las características físicas y operación de los tanques de almacenamientos.

**Tabla 4.8** Características de los tanques de almacenamientos

Capacidad de los tanques de almacenamientos	4 tanques de 55 MBPD c/u
Diámetros x longitud	127' x 24' c/u
Presión de operación	14,7 psia
Diámetro boquilla de alimentación	12''
Diámetro boquilla salida de crudo	6''
Diámetro boquilla de drenaje	6''

Los tanques de almacenamientos cuentan con siete bombas de recirculación con capacidad de 1 MBPD cada una aproximadamente.

- **Área de bombeo**

La estación de descarga BARED-10 cuenta con un tren de seis bombas de tipo doble tornillo. En la tabla 4.9 se observa las características física y de operación de las bombas.

**Tabla 4.9** Características de las bombas

Capacidad de bombeo	25 MBPD c/u aproximadamente
Tipo de bomba	Doble tornillo
Presión de operación	350 psia
Diámetro boquilla de alimentación	10''
Diámetro boquilla salida de crudo	6''

Este objetivo permitió conocer las condiciones de operación de los equipo que constituyen la estación de descarga BARED-10, así como sus características físicas, pudiéndose observar las fallas presentes en el área de deshidratación, específicamente en el tanque de lavado 40001.

## **4.2 Establecer bases y criterios de la nueva filosofía**

Una vez conocida las condiciones actuales de operación se procedió a establecer las bases y criterios de selección de la nueva filosofía de la estación BARED-10. Para ello se realizaron las siguientes actividades:

### **4.2.1 Bases de diseño del proceso**

A continuación se presentan las bases de diseño, a considerar en la nueva filosofía de la estación BARED-10:

- **Unidades de medición**

Se establecieron como unidades de medición las contempladas en el Sistema Inglés, ya que los valores ingresados al simulador correspondían a éste. Las unidades se especificaron en función de su utilización en el campo (tabla 4.10).

**Tabla 4.10.** Unidades de medición.

VARIABLE	UNIDADES
Temperatura	°F(Grados Fahrenheit)/°R(Grados Ranking)
Presión (absoluta/manométrica)	psi(a) / psi (g)
Masa	Libras (lb)
Volumen	Pie <sup>3</sup> / bbl
Volumen de gas (Estándar/real/normal)	PCS / PCA / PCN
Flujo de líquido	Barriles por día (BPD)/galones por minutos (gpm)
Flujo de gas	Millones de pie cúbicos normales por día MMPCND
Flujo másico	Libras / hora (lb / h)
Potencia	Caballos de fuerza (HP)
Longitud	Metros (m), Pie (Pie)
Diámetro de tubería	Pulgadas (plg)
Diámetro de boquillas	Pulgadas (plg)
Velocidad	pie/s
Calor	MMBTU/h
Tiempo	Día / h/ min / s
Densidad	lb/pie <sup>3</sup>
Viscosidad	cP (Dinámica) – cSt (Cinemática)

- **Capacidad de la planta**

A fin de determinar la capacidad modular de la estación de descarga BARED-10, se consideraron los volúmenes iniciales de producción de crudo diluido (crudo Merey + agua) con una capacidad de 129,312 MBPD presentado en la volumetría

2008-2027. Ésta se tomó como producción inicial en el momento de realizar la simulación, tal como se puede observar en la tabla 4.3.

- **Ubicación geográfica**

Se verificó el espacio físico de la estación de descarga BARED-10, la cual se encuentra ubicada en el área tradicional de crudos extrapesado del Distrito San Tomé, Estado Anzoátegui, Municipio Miranda. En la tabla 4.11. Se muestran las coordenadas.

**Tabla 4.11** Coordenadas de la ubicación de la estación BARED-10

ESTACIÓN	COORDENADAS	
BARED-10	Nor- Oeste	381934.72, 944005.45
	Nor- Este	382413.40, 944004.38
	Sur- Oeste	381934.03, 943695.22
	Sur- Este	382445.58, 943694.8

## 1. Datos de sitio

### a) Información meteorológica

Para efectos de las condiciones actuales del campo BARE, se tomaron como referencia los datos ambientales y meteorológicos correspondientes al área de la ciudad de El Tigre, Estado Anzoátegui, lo que influye directamente en la temperatura, presión, velocidad del viento, pluviosidad, humedad relativa y evaporación. Los resultados se encuentran reportados en la tabla 4.12.

**Tabla 4.12** Información metereológica.

<b>Temperatura ambiente (°C)</b>	Temperatura media anual	27,6
	Temperatura máxima media anual	32,3
	Temperatura mínima media anual	21,3
	Temperatura máxima absoluta	33,6
<b>Humedad relativa (%)</b>	Humedad relativa media	77
	Humedad relativa máxima absoluta	100
	Humedad relativa mínima media	50
<b>Presión atmosférica (bar)</b>	Presión atmosférica anual	1

**Tabla 4.12** Información meteorológica (continuación).

<b>Evaporación (mm)</b>	Evaporación media diaria	7,29
	Evaporación máxima absoluta anual	2.250
	Evaporación mínima absoluta anual	2.656
<b>Velocidad básica del viento (km/h)</b>	-	9,6
<b>Pluviosidad (mm)</b>	Precipitación máxima anual	1.258
	Precipitación promedio anual	1.024
	Precipitación mínima anual	705

**b) Caracterización de la alimentación**

Para la elaboración de los balances de masa y energía, simulaciones de procesos y dimensionamientos de equipos se utilizaron los datos de cromatografía de gas de BARED-10 que se presenta en la cromatografía de gas con fecha de 13-10-2008 y en el análisis de crudo (Anexos C).

### **c) Condiciones de operación**

Las condiciones de la corriente de producción (alimentación) a la entrada de la estación de descarga BARED-10 fue considerado en el momento de realizar la simulación, resultando:

- Temperatura: 90 °F.
- Presión: 60 psig.
- Corte de agua del crudo de producción: 20 %.

#### **4.2.2 Criterios de diseño del proceso**

En el diseño de estas instalaciones se requirió tener en cuenta los siguientes criterios generales:

2. Máxima seguridad de las operaciones.
3. Máxima y simplicidad operativa, diseño y construcción.
4. Mínimo impacto ambiental y afectación a terceros.
5. Mínimos costos de inversión, de operación y de mantenimiento.

La simplicidad de ésta nueva filosofía, ha sido realizada en base a los requerimientos de las regulaciones nacional y locales vigentes, en particular las de seguridad y los aspectos de protección del ambiente.

##### **4.2.2.1 Códigos y normas aplicadas**

Se considera el diseño de los equipos ya existente, y los que van a conformar la nueva filosofía. En la tabla 4.13 se presentan los códigos y normas utilizadas para las instalaciones y procesos y en la tabla 4.14 se muestra el marco legal.

**Tabla 4.13** Normas y códigos utilizadas en las instalaciones de proceso y de servicio (equipos y tuberías).

<b>PDVSA No. MDP-02-P-02</b>	Bombas: “Principios Básicos”
<b>API 12L</b>	Agente de especificación de emulsiones horizontales y verticales
<b>API 650</b>	“Tanques de acero soldados para almacenamiento de petróleo”
<b>PDVSA No. F-201-PRT</b>	“Tanques”
<b>PDVSA No. 90616.1.024</b>	“Dimensionamiento de Tuberías de Proceso”
<b>PDVSA L-TP-1.1</b>	“Preparación de Diagramas de Proceso”
<b>PDVSA MDP-01-DP-01</b>	“Temperatura y Presión de Diseño”
<b>PDVSA No. MDP-03-S-01</b>	“Separación Física. Tambores Separadores: Principios Básicos”
<b>PDVSA No. MDP-03-S-03</b>	“Separadores Líquido – Vapor”
<b>PDVSA No. MDP-03-S-04</b>	“Separadores Líquido – Líquido”
<b>PDVSA No. 90616.1.027</b>	“Guía de Ingeniería Separadores Líquido – Vapor”
<b>PDVSA D-251-PRT</b>	“Requerimientos de Diseño para Recipientes a Presión”
<b>PDVSA MDP-02-P-03</b>	Bombas: “Practica de diseño 1”
<b>PDVSA MDP-02-P-06</b>	Bombas: “Practica de diseño 2”
<b>PDVSA MDP-05-E-01</b>	“Intercambiador de calor principios”

**Tabla 4.13** Normas y códigos utilizadas en las instalaciones de proceso y de servicio (equipos y tuberías) (continuación).

<b>PDVSA MDP-05-E-02</b>	“Intercambiadores de tubo y carcasa”
<b>PDVSA MDP-05-F-01</b>	“Hornos principios básicos”
<b>PDVSA MDP-05-F-02</b>	“Consideraciones de diseño”
<b>API 560</b>	“Calentadores para los servicios de refinerías en general”

**Tabla 4.14** Decretos y leyes relacionados con el marco legal ambiental.

<b>Ley</b>	Orgánica del Ambiente. 1979.
<b>Ley</b>	Penal del Ambiente. 1992.
<b>Ley</b>	Forestal de Suelos y Aguas. 1966, 1977.
<b>Decreto N° 638 del 26 de Abril de 1995</b>	“Normas sobre Calidad del Aire y Control de la Contaminación Atmosférica ”
<b>Decreto 2.212</b>	"Normas Sobre Movimiento de Tierra y Conservación Ambiental.
<b>Decreto 2.219</b>	"Normas para regular la afectación de los recursos naturales renovables asociada a la explotación y extracción de minerales".
<b>Decreto N° 2.217 del 23 de Abril de 1992.</b>	“Normas sobre el Control de la Contaminación Generada por el Ruido”.

#### **4.2.2.2 Formatos**

La numeración de los planos fue según lo establecido en el plan de calidad del proyecto. Los símbolos de los equipos están de acuerdo con el procedimiento PDVSA, Código L-TP 1.1 “Preparación de Diagramas de Proceso”, versión mayo de 1994.

Los Diagramas de Flujo de Proceso (DFP) y los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI) están presentados en formato de D. Fueron elaborados en AutoCAD versión 2009. Estos diagramas contienen la siguiente información:

##### **a) Diagramas de flujo de procesos (DFP)**

Estos cumplen los siguientes lineamientos:

- Líneas de proceso.
- Equipos con su respectiva numeración e identificación del servicio.
- Líneas principales de proceso con su identificación de corriente.
- Condiciones de operación de las líneas y de los equipos.
- Balance de masa y energía, específicamente:
  - Estado físico.
  - Descripción de corrientes.
  - Condiciones de operación (P, T).
  - Flujo volumétrico total (crudo, agua, gas, etc.).
  - Flujo másico total.

## **b) Diagramas de tubería e instrumentación (DTI)**

Las características de estos diagramas son las siguientes:

- Todos los equipos de proceso indican sus características principales, tales como: dimensiones, condiciones de diseño, material de construcción, etc.
- Diámetros de líneas y especificación del material acorde con el servicio que prestan.
- Válvulas requeridas.
- Dirección de flujo en todas las líneas.
- Lazos de control en los equipos.
- Válvulas de seguridad y de alivio con su respectiva presión de ajuste o disparo y dimensiones.
- Notas requeridas para la interpretación correcta de los diagramas.

Se requirió visualizar los DFP y los DTI, para así amoldarlos a los cambios de diseños que se quieren realizar al escenario actual de la estación BARED-10.

### **4.2.2.3 Criterios de diseño de tuberías de proceso y de servicio**

#### **a) Tubería para gases**

La selección del diámetro de tuberías debe satisfacer las reglas especificadas a continuación: (Norma PDVSA 90616.1.024), tabla 4.15:

**Tabla 4.15** Caídas de presión recomendadas.

<b>Caídas de presión recomendadas</b>	
<b>SERVICIO</b>	<b>CAIDA DE PRESIÓN psi/100 pies de tubería</b>
Línea de transferencia	0,5 - 2
Compresor (psig)	-
Succión, 0 - 10	0,05 – 0,125
oct-50	0,125
50 -100	0,25
Por encima de 200	0,5
Descarga, por debajo de 50	0,125 – 0,25
50 -100	0,25 – 0,5
Por encima de 200	0,5 – 1,0
Cabezales de alivio y venteo	Mach $\leq$ 0,5

Entre las velocidades y rangos de diámetros de tuberías mencionadas en la tabla 4.16 las líneas de diámetros grandes pueden tener velocidades más altas que las de diámetros pequeños. Las líneas cortas y las guías de cabezales pueden tener velocidades más altas que las líneas largas y los cabezales.

#### **b) Tuberías para líquidos**

El dimensionamiento de tuberías para líquidos cumple con los siguientes requerimientos (Norma PDVSA 90616.1.024), (tabla 4.17).

**Tabla 4.16.** Velocidades típicas en líneas de gases y vapor

<b>Velocidades Típicas en Líneas de Gases y Vapor</b>			
<b>Diámetro nominal de tubería (plg)</b>	<b>Vapor de agua o vapor Saturado</b>	<b>Vapor de agua y vapor sobrecalentado, gas</b>	
	<b>Por debajo de 50 psig</b>	<b>5 a 150 psig</b>	<b>150 a 250 psig</b>
	<b>Veloc. (pie/s)</b>	<b>Veloc.(pie/s)</b>	<b>Veloc.(pie/s)</b>
2 o menor	45 a 100	40 a 80	30 a 60
3 a 4	50 a 110	45 a 90	35 a 70
6	60 a 120	50 a 120	45 a 90
8 a 10	65 a 125	80 a 160	65 a 125
12 a 14	70 a 130	100 a 190	80 a 145
16 a 18	75 a 135	110 a 210	90 a 160
20	80 a 140	120 a 220	100 a 170

Veloc: velocidad

**Tabla 4.17.** Velocidades típicas de líquidos en tuberías de acero

<b>Velocidades típicas de líquidos en tuberías de acero</b>			
	<b>Diámetro Nominal de Tubería (pulgadas)</b>		
<b>LÍQUIDO Y LÍNEA</b>	<b>2 o menor</b>	<b>3 a 10</b>	<b>10 a 20</b>
	<b>Velocidad (pie/s)</b>		
<b>AGUA</b>			
Succión de bomba	1 a 2	2 a 4	3 a 6
Descarga de bomba (larga)	2 a 3	3 a 5	4 a 6
Conexiones de descarga (corta)	4 a 9	5 a 12	8 a 14
Alimentación de caldera	4 a 9	5 a 12	8 a 14
Drenajes	3 a 4	3 a 5	-
Aguas negras inclinadas	-	3 a 5	-
<b>HIDROCARBUROS LÍQUIDOS</b>			
(Viscosidades normales)			
Succión de bomba	1,5 a 2,5	2 a 4	3 a 6
Cabezal de descarga (largo)	2,5 a 3,5	3 a 5	4 a 7

**Tabla 4.17.** Velocidades típicas de líquidos en tuberías de acero (continuación).

<b>Velocidades típicas de líquidos en tuberías de acero</b>			
<b>HIDROCARBUROS LÍQUIDOS</b>			
Conexiones de descarga (corta)	4 a 9	5 a 12	8 a 15
Drenajes	3 a 4	3 a 5	-
<b>HIDROCARBUROS VISCOSOS</b>			
(Viscosidades normales)	-	-	-
Succión de bomba	1,5 a 2,5	2 a 4	3 a 6
Cabezal de descarga (largo)	2,5 a 3,5	3 a 5	4 a 7
Conexiones de descarga (corta)	4 a 9	5 a 12	8 a 15
Drenajes	3 a 4	3 a 5	-
Succión de bomba			
Viscosidad mediana	-	1,5 a 3	2,5 a 5
Alquitrán y aceites combustibles	-	0,4 a 0,75	0,5 a 1
Descarga (corta)	-	3 a 5	4 a 6
Drenajes	1	1,5 a 3	-

**c) Caída de presión en válvulas de control**

Para los casos de diseño de los sistemas de bombeo, la caída de presión de las válvulas de control será el 25% de la caída de presión del sistema donde ésta se encuentre instalada y deberá considerarse una mínima caída de presión de 10 psi, la cual fue considerada cuando se realizó la simulación.

Para el caso de sistemas de bombeo la caída de presión de la válvula de control será dada según la caída de presión del sistema y de la curva característica de la bomba.

#### 4.2.2.4 Equipos del proceso

##### a) Separadores bifásicos líquido-gas

Se hizo uso de la Norma PDVSA-90616.1.027/MDP-03-S-03, la cual indica que la velocidad máxima recomendada para el dimensionamiento de la boquilla de salida de líquido en separadores verticales y horizontales, es igual a 3 pie/s.

El tiempo de residencia ( $Tr$ ) del líquido, tanto en separadores horizontales como en separadores verticales, depende de la gravedad API del crudo, como lo indica la tabla 4.18:

**Tabla 4.18** Tiempo de residencia para separadores verticales y horizontales.

Tr (min.)	API	Formación de Espuma
1,5	>40	-
3	25<API<40	No Espumoso
5	<25	Espumoso

El área requerida para el líquido, es igual al área fraccional del líquido por el área total del separador.

La longitud y el diámetro seleccionados para el diseño del separador, deben cumplir con:

- Los requerimientos del área para el gas y el líquido.
- El tiempo de residencia preestablecido de acuerdo con la gravedad API del crudo manejado.
- Mínimo peso del separador.

Para la presión de diseño preestablecida de acuerdo a la práctica de diseño PDVSA MDP-01-DP-01.

➤ **Temperatura de diseño**

La temperatura de diseño debe ser 50 °F por encima de la temperatura máxima de trabajo.

➤ **Presión de diseño**

Para recipientes de proceso sometidos a presión interna se tienen los siguientes aspectos:

6. Para todos los recipientes a presión, la presión mínima de diseño será 50 psig.
7. En caso de que el recipiente tenga una válvula de alivio, la presión de diseño para el tope del recipiente será la mayor resultante entre: el 110% de la máxima presión de operación o 25 psig por encima de la máxima presión de operación.
8. Para el caso de recipientes que contienen vapor y líquido (si estos no se encuentran generalmente llenos), se recomienda usar los siguientes valores dados en la tabla 4.19.

**Tabla 4.19** Presión de diseño, según norma PDVSA MDP-01-DP-01.

Presión de operación máxima (POM)	Presión de diseño
Bajo 247 psig	POM + 25 psi
Entre 247 psig y 580 psig	110% de POM
Entre 581 psig y 1160 psig	POM + 58 psi
Sobre 1161 psig	105% de POM

Nota: para equipos que operen por debajo de los 15 psig, se debe considerar el punto relacionado con la presión mínima de diseño.

➤ **Tolerancias por corrosión**

La tolerancia mínima por corrosión para materiales ferrosos será de 1/8 de pulgada en todas las áreas sometidas a presión, y 1/16 de pulgadas para elementos externos, tales como: camisas y soportes de tuberías, según norma PDVSA D-251-PRT “Requerimientos de diseño para recipientes a presión”.

➤ **Tiempo de residencia**

Se puede observar en la tabla 4.20, los diferentes tipos de residencias

**Tabla 4.20** Tiempo de residencia.

Servicio	Tiempo de residencia, (min)
KOD	20 – 30 (LL-HL)
Separadores bifásicos	5 (LL-HL)
Separadores bifásicos	5 (HL-HHL)
Separadores bifásicos	5 (LL-LLL)

## b) Hornos

Se determinó la capacidad de calentamiento que se requiere para tratar la producción que recibirá BARED-10, así como el número de equipos necesarios, considerando el tipo de crecimiento modular exigido por PDVSA. Para ello se aplicarán las normas PDVSA MDP-05-F-01 “Hornos. Principios Básicos”, MDP-05-F-02 “Consideraciones de Diseño” y el estándar API 560 “*Fired Heaters for General Refinery Services*”.

- El diseño considerará la temperatura máxima permisible del fluido de proceso.
- Las eficiencias calculadas y reales garantizadas deben estar basadas en la carga térmica de diseño, poder calorífico inferior del combustible e incluir 1,5% (mínimo) de pérdidas por radiación de la liberación de calor de diseño. En cambio, las de operación en tiro natural se deben basar en un 20% de exceso de aire.
- Para hidrocarburos (líquidos), la velocidad másica de diseño estará en un rango de 1.200 a 1.700 kg /s.m<sup>2</sup> (250 a 350 lb /s.pie<sup>2</sup>).
- Se debe determinar la máxima temperatura de pared de tubo a través de los criterios de cálculo para la máxima densidad de flujo térmico, establecidos en la norma API 560.
- La caída de presión a través del horno no deberá ser menor de 15 psi ni superar los 20 psi, según lo establecido en la norma MDP-05-F-02.

### c) Intercambiadores de tubo y carcasa

Se determinará el coeficiente de transferencia de calor por área necesario para enfriar la corriente de crudo proveniente de los deshidratadores electrostáticos. Así mismo, se establecerá el número de equipos necesarios considerando el modelo de crecimiento modular exigido por PDVSA. Se aplicarán las normas PDVSA MDP-05-E-01 “Intercambiadores de Calor. Principios Básicos” y MDP-05-E-02 “Intercambiadores de Tubo y Carcasa”.

- Se considerarán intercambiadores de calor del tipo tubo y carcasa, donde el fluido frío (91,6 °F) que posee la mayor presión circulará por los tubos y el fluido caliente (200 °F) por la carcasa.
- La presión de diseño será igual a la máxima presión de operación, más el mayor valor entre un 10% de dicha presión y 25 psig. La mínima presión de diseño debe ser 60 psig.
- La temperatura de diseño, para intercambiadores que operan a temperaturas entre 32 °F y 750 °F, se define como la máxima temperatura de operación esperada más 25 °F, según PDVSA MDP-05-E-01 “Intercambiadores de Calor Principios Básicos”. La mínima temperatura de diseño debe ser 150 °F para intercambiadores que operen sobre 32 °F. En la tabla 4.21, se muestran las consideraciones acerca de las caídas de presión en intercambiadores de calor.

**Tabla 4.21** Caídas de presión típicas en intercambiadores.

Tipo de Intercambiador	Caída de presión
------------------------	------------------

<b>Carcasa y tubos, doble tubo, enfriadores</b>	
Gases y vapores (alta presión)	5-10 psi
Gases y vapores (baja presión)	2-5 psi
Gases y vapores (presión atmosférica)	0.5-2 psi
Vapores (vacío)	<0.5 psi
Vapores (condensadores de torre de vacío)	3-12 mm Hg
Líquidos	10-25 psi
Corriente del lado de la carcasa (carcasa F)	5-10 psi
<b>Láminas con aletas</b>	
Gases y vapores	1-3 psi
Líquidos	3-8 psi

En la tabla 4.22 se presenta los factores de ensuciamiento de los intercambiadores.

**Tabla 4.22** Factores de ensuciamiento en corrientes de crudo

<b>CRUDO</b>	<b>Temperatura (°F)</b>					
	<b>0-199</b>			<b>200 – 299</b>		
	<b>Velocidad (pie/s)</b>					
	<b>&lt; 2</b>	<b>02-abr</b>	<b>&gt; 4</b>	<b>&lt; 2</b>	<b>02-abr</b>	<b>&gt; 4</b>
Deshidratado	0,003	0,002	0,002	0,003	0,002	0,002
No deshidratado	0,003	0,002	0,002	0,005	0,004	0,004

#### **d) Tanques de Lavado**

Los criterios que se utilizaron para el diseño del proceso de deshidratación con tanques de lavado son: **API 650** “*Welded Steel Tanks for Oil Storage*” **PDVSA No. F-201-PRT** “Tanques”

- El tiempo de residencia del fluido debe ser mayor o igual a 18 horas ( $Tr \geq 18$  h)
- El tiempo de residencia del agua debe ser mayor que el tiempo de coalescencia del crudo.
- El tiempo de residencia del crudo debe ser mayor que el tiempo de coalescencia del agua.
- El tamaño de la gota de ambos fluidos (crudo y agua) debe ser menor o igual a 150 micrones.

En la actualidad la estación de descarga deshidrata crudo con tanques de lavados. Para la reestructuración de la nueva filosofía estos pasaran a ser tanques de cargas o tanques de almacenamiento.

#### **e) Deshidratadores electrostáticos**

Debido a lo específico de estos equipos y lo sofisticado de la tecnología que los fabricantes utilizan en ellos, no resulta práctico realizar prediseños de estos equipos. Se definieron las capacidades nominales de los mismos y se consultó a los fabricantes especializados de estos equipos sobre los modelos disponibles y las características de éstos, a fin de seleccionar los que se adapten a los requerimientos del proyecto.

Estas características y dimensiones de los deshidratadores electrostáticos serán suministradas por los fabricantes, en base a los requerimientos del proceso del

esquema modular de trenes de tratamiento y a las especificaciones del crudo limpio exigidos por PDVSA, así como los mínimos instrumentos para monitorear y controlar las condiciones de operación.

- El contenido de agua del crudo limpio a la salida de los deshidratadores electrostáticos será igual a 0,8 %.
- El contenido de crudo en agua será menor a 500 mg/lit.
- El equipo operará a 200 °F, temperatura a la cual el deshidratador obtiene su mayor eficiencia.
- La presión de operación será mayor que la presión de vapor del crudo.
- El crudo a procesar es espumoso.

#### **f) Bombas doble tornillo**

### **9. Servicio de bombeo**

Será definido por las propiedades del fluido a manejar, específicamente densidad, temperatura, viscosidad, punto de fluidez, caudal de flujo requerido, etc. Las prácticas de diseño que aplican son: PDVSA MDP-02-P-02/PDVSA MDP-02-P-03/PDVSA MDP-02-P-06.

### **10. Presión de succión**

Es la presión existente en el punto de succión del recipiente, es decir, a la entrada de la bomba. Esta resultó 14,7 psia, y las bombas de transferencia de crudo 50 psia.

### **11. Presión de descarga**

Es la presión a la salida de las bombas. La presión de descarga para las bombas de carga es de 165 psia y para las bombas de transferencia de crudo es de 350 psia.

### **12. Temperatura de diseño**

La temperatura de diseño se deberá tomar 50°F, por encima de la temperatura nominal de bombeo.

### **13. Presión de diseño**

Es la máxima presión de descarga para las bombas, lo cual corresponde a la presión de cierre (presión de *shut-off*), ésta resultó 120% de la presión diferencial nominal más la máxima presión de succión. Esta presión será también la presión de diseño de la bomba, en ningún caso la presión de diseño deberá ser menor de 50 psig.

### **g) Tanques de almacenamiento**

La presión de diseño se considera de acuerdo con lo establecido en la norma API 650. “*Welded Steel Tanks for Oil Storage*”, así como todo lo relacionado con el diseño de los tanques.

Todos los tanques tendrán una válvula de alivio. Si, adicionalmente el líquido almacenado es combustible y/o inflamable, se deberá colocar además, un arrestallamas integrado a la válvula de alivio y una válvula de venteo de emergencia.

Además, para determinar el tipo de tanque a utilizar en el almacenamiento de insumos y productos se basará en lo establecido en el Decreto N° 638 de la Ley Penal del Ambiente, en su artículo 11:

- Si la presión de vapor es menor o igual a 76 mmHg a 26 °C, el tanque de almacenamiento será de techo fijo y estará equipado con un respiradero de conservación.
- Entre 77 y 570 mmHg estarán equipados con un techo flotante.
- Para presiones mayores de 570 mmHg, contarán con un sistema de recuperación de vapor.
- Se estima un tiempo de residencia de 21 horas, para tanques de almacenamiento.

La evaluación del comportamiento de las condiciones en que opera cada equipo fue basada en las normas PDVSA, en donde se verificaron los resultados y se revisó si cumplían o no con lo establecido, como se puede observar en la tabla 4.23.

**Tabla 4.23** Comparación de las condiciones de diseño con la condiciones de operación tomando como bases y criterios las norma PDVSA

Códigos y Normas PDVSA	Condiciones de Diseños	Condiciones de Operación	Cumple con lo establecido en las Normas
“Separadores Líquido – Gas” MDP-03-S-03	Temperatura:120°F Presión: 125 psi	Temperatura:91.21°F Presión: 60 psi	Si cumple
“Intercambiadores Tubo y Coraza” MDP- 05-E-02	Temperatura del tubo:91.6°F Temperatura de la coraza:200°F	Temperatura del tubo:91.49°F Temperatura de la coraza:200°F	Si cumple
“Hornos Principios Básicos” MDP-05-F-01	Temperatura:300°F Presión: 150 psi	Temperatura:200°F Presión: 135 psi	Si cumple
Datos de deshidratadores electrostáticos suministrados por fabricante	Temperatura:250°F Presión: 150 psi	Temperatura:200°F Presión: 125 psi	Si cumple

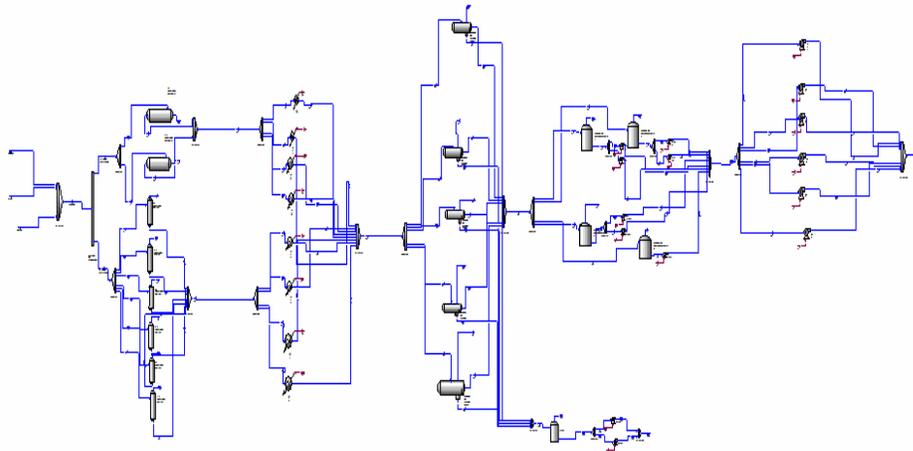
De acuerdo a las normas y códigos de PDVSA, se procedió a comparar las condiciones de diseño y las condiciones de operación, la cual tiene como resultado el cumplimiento de la misma.

#### **4.3 Selección de la alternativa factible de implantación para el reemplazo del sistema de deshidratación de BARED-10, apoyándose en el uso de un modelo de simulación de la estación**

En esta etapa se simuló la situación actual de la estación y la propuesta de la nueva filosofía, observando el comportamiento técnico por medio del software Hysys y el económico teniendo como base el programa Seeplus.

### 4.3.1 Condición actual

En la condición actual como se presenta en la figura 4.2, existen problemas operacionales en el área del sistema de deshidratación, debido a la falla que presenta el tanque de lavado 40001, por lo que esto impide el incremento de la producción y limita las condiciones de operación de la estación.



**Figura 4.2** Simulación de la condición actual

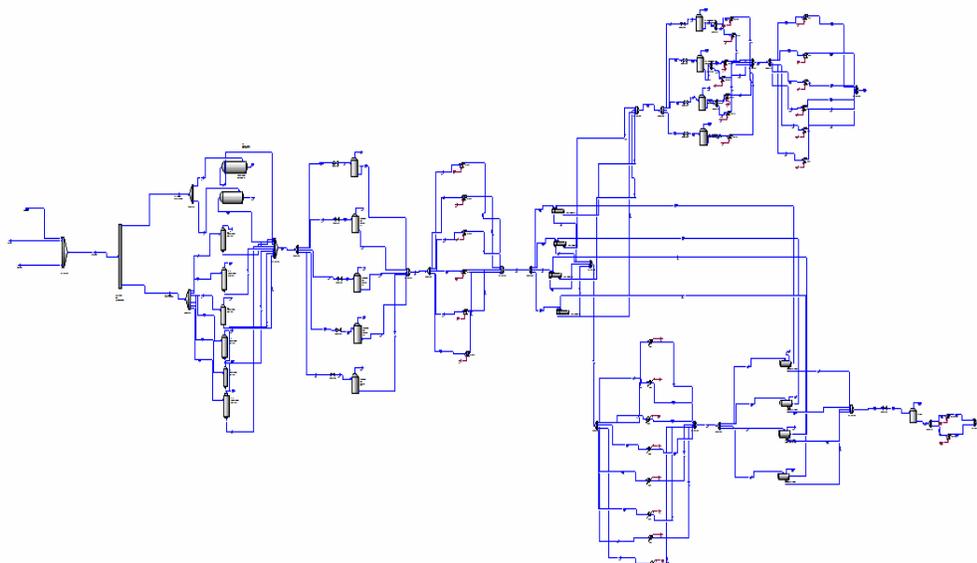
En la tabla 4.24 se presentan los resultados favorables, notándose que la temperatura a la salida del proceso es de 207°F; esta corresponde cercanamente con las condiciones de campo las cuales varían en un rango entre (130-160) °F. Esta diferencia de temperatura se debe que en la simulación no se consideró las pérdidas de calor del proceso. Los reportes del simulador relacionados con esta simulación se encuentran reportados en el Anexo D.

**Tabla 4.24** Condición actual

	Entrada de la mezcla	Entrada del crudo	Salida del proceso
Temperatura (F)	90	90	207
Presión (psi)	74,69	74,69	350
Flujo volumétrico (barriles/día)	143.000	122.000	122.000

### 4.3.2 Propuesta de la nueva filosofía

En esta propuesta se incluyeron ciertos equipos como: bombas de cargas, intercambiadores de calor tipo placas y deshidratadores electrostáticos. Ya una vez considerando las bases y criterios de la nueva filosofía, se realizó la simulación del proceso (figura 4.3). Describiendo un poco el proceso, el área de separación permaneció igual, los tanques de lavados ya existentes pasaron ser tanques de cargas, unido a esto un tren de bombas de cargas, por lo tanto el crudo va ser bombeado a los intercambiadores, éstos se encargarán de precalentar el fluido que pasará a los hornos, para ser deshidratado por los equipos electrostáticos, como el crudo sale a una temperatura elevada, recircula nuevamente a los intercambiadores para enfriar, éste pasará a los tanques de almacenamientos para ser bombeado a patio- tanque- oficina (PTO) .



**Figura 4.3** Simulación de la propuesta de la nueva filosofía

La simulación de la nueva filosofía variando la producción, tomado de la volumetría de BARED-10 (2008-2027) de la tabla 4.3, resultó factible desde el punto de vista técnico, notándose los resultados en la tabla 4.25 y 4.26, donde se puede observar que la temperatura en la salida del proceso fue de 146°F y 143°F para los años 2008 y 2014 respectivamente, por lo tanto es óptima la temperatura del fluido que sale del proceso. Los reportes de esta nueva filosofía se encuentran en el Anexo D.

**Tabla 4.25** Propuesta de la nueva filosofía con la producción del 2008

	Entrada de la mezcla	Entrada del crudo	Salida del proceso
Temperatura (F)	90	90	146
Presión (psi)	74,69	74,69	350
Flujo volumétrico (barriles/día)	143.000	122.000	122.000

**Tabla 4.26** Propuesta de la nueva filosofía con la producción del 2014

	Entrada de la mezcla	Entrada del crudo	Salida del proceso
Temperatura (F)	90	90	143
Presión (psi)	74,69	74,69	350
Flujo volumétrico (barriles/día)	155.000	129.000	129.000

### 4.3.3 Evaluación económica

La evaluación económica ya antes mencionada se realizó por el programa Seeplus, teniendo como soporte el estimado de costo de clase V (Anexos E), ésta resultó accesible económicamente. La tasa interna de retorno modificada (TIRM) fue de 38%, con un valor presente neto positivo, logrando recuperar lo invertido del proyecto en un período de 3 años y 4 meses como se muestra en la tabla 4.27.

**Tabla 4.27.** Indicadores económicos.

<b>tx_nivel</b>	Proyecto	PDVSA	Nación	Color	Unidad
<b>Cantidad de años</b>	20	20	20	1	AÑOS
<b>Tasa de descuento</b>	10	10	10	1	%
<b>Gravedad promedio del crudo</b>	16	16	16	1	API
<b>Precio promedio crudo horizonte</b>	39,7166682	39,7166682	39,716668	1	\$/Bl
<b>Costos unitarios no descont. / Bls Eqv.</b>				0	
<b>Inversión</b>	0,11184322	0,11184322	0,1118432	1	\$/Bl
<b>Operación</b>	5,71336915	5,71336915	5,7133691	1	\$/Bl
<b>Regalías</b>	10,7698319	10,7698319	0	1	\$/Bl
<b>Costo A/ISLR</b>	16,5950443	16,5950443	5,8252124	1	\$/Bl
<b>ISLR (CRUDO)</b>	10,6910757	10,6910757	0	1	\$/Bl
<b>Costo D/ISLR</b>	27,28612	27,28612	5,8252124	1	\$/Bl
<b>% Legal PDVSA</b>	0	0	0	1	\$/Bl
<b>Participación fiscal</b>	21,4609076	21,4609076	0	1	\$/Bl
<b>Indicadores económicos</b>				0	
<b>Inversión total</b>	6586,37637	6586,37637	6586,3764	1	M\$
<b>Producción crudo</b>	66,94400	66,94400	66,94400	1	MBls

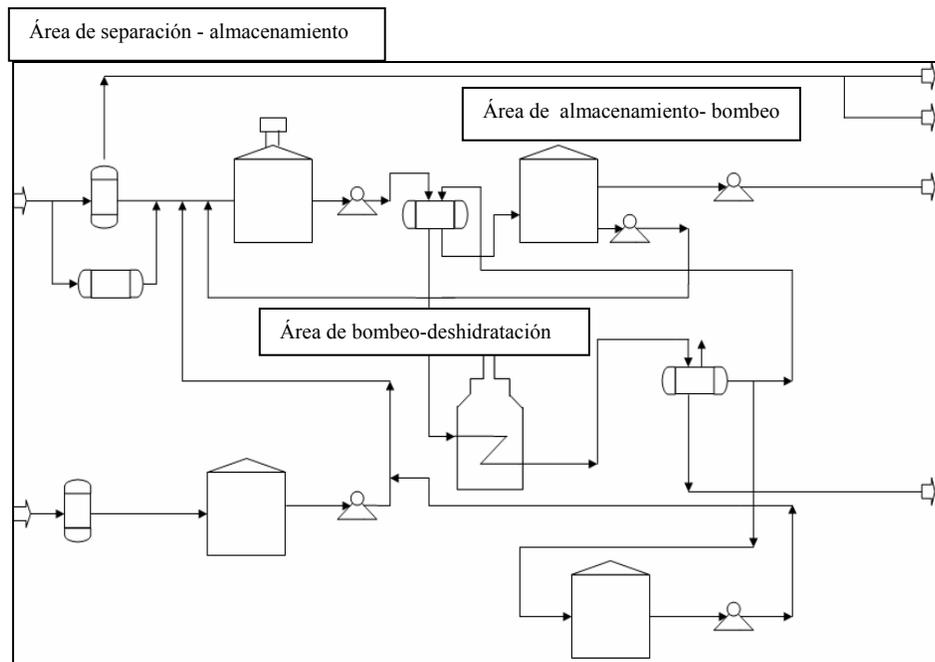
**Tabla 4.27.** Indicadores económicos (continuación).

tx_nivel	Proyecto	PDVSA	Nación	Color	Unidad
<b>Producción neta de gas natural</b>	30	30	30	1	MMPC
<b>Resultados económicos SUNK COST</b>				0	
<b>Flujo neto descontado (VPN)</b>	188577,625	188577,625	582277,27	1	M\$
<b>Tasa interna de retorno (TIR)</b>	103,02285	103,02285	170,72409	1	%
<b>Tasa interna de retorno modificada (TIRM)</b>	37,7562116	37,7562116	47,518454	1	%
<b>Eficiencia de la inversión tradicional (EI)</b>	33,7336232	33,7336232	102,07267	1	\$\$
<b>Resultados económicos COSTO TOTAL</b>				0	
<b>Tiempo de pago dinámico (TPD)</b>	3,3886499	3,3886499	3,1297756	1	AÑOS

#### **4.4 Reestructuración de la filosofía de control y operación en base a las modificaciones propuestas de la estación BARED-10**

Esta propuesta como se puede observar en la figura 4.4, consiste en la reestructuración de las instalaciones de la estación BARED-10, para el diseño de proceso asociado al incremento de capacidad de la fase de producción comercial, por lo que describe los principios de operación de los sistemas de procesos adicionales a

los equipos existentes en la estación BARED-10. Igualmente una descripción se presenta para aquellos sistemas que aunque existentes, modifican la operación con la expansión de capacidad.



**Figura 4.4.** Representación gráfica de la nueva filosofía

#### 4.4.1 Documentos de referencias

Para el completo entendimiento de la filosofía de operación y control, la presente descripción debe ser soportada por los siguientes documentos:

14. 1010-18-P01-TCE-002. INELECTRA. *Process Description and Operation Philosophy*.
15. 98300- 48-CC-010. HAMACA-Paquete D. Memoria de Calculo Sistema de Drenaje de aguas contaminadas.
16. 98300- 48-BC-002. HAMACA-Paquete. Filosofía del Sistema de Parada de Emergencia- COB.

17. 98300- 48-BC-001. HAMACA-Paquete. Filosofía de Operación y Control del área 48-COB.

#### **4.4.2 Descripción de las instalaciones de la nueva filosofía de proceso**

La nueva filosofía de la estación de descarga BARED-10 es identificada por tres secciones de equipos agrupados según la operación particular que realiza. De acuerdo a esto se tiene un área de separación-almacenamiento, un área de bombeo-deshidratación y un área de almacenamiento-bombeo. Como resultado de éste proyecto se va a incluir nuevos equipos como: bombas de carga, intercambiadores de placas y deshidratadores electrostáticos.

#### **18. Área de separación - almacenamiento**

Separadores verticales (1/2/3/4/5/6)

Separador de prueba vertical (1)

Separadores horizontales (1/2)

Tanques de carga (1/2/3/4/5)

#### **19. Área de bombeo – deshidratación**

Bombas de carga (1/2/3/4/5/6)

Intercambiadores de tubo y carcasa (1/2/3/4)

Hornos (1/2/3/4/5/6/7/8)

Deshidratadores electrostático (1/2/3/4)

## **20. Área de almacenamiento – bombeo**

Tanques de almacenamiento (1/2/3/4)

Bombas de transferencia de crudo (1/2/3/4/5/6)

### **4.4.3 Operación del proceso de la estación de descarga BARED-10**

Una corriente de mezcla multifásica proveniente de Bare este y área tradicional, pasa a través de una tubería existente de 24". Esta tubería pasa a los múltiples de producción, luego el fluido se distribuye al tren de los siete separadores verticales siendo uno de éstos de prueba a través de una línea de 10", y la tubería de 24" es distribuida a los dos separadores horizontales a través de una línea de 16".

La corriente de mezcla entrara a los separadores, donde se realizará dicha operación. La corriente del gas proveniente de los separadores tanto verticales como horizontales será enviada al sistema de tratamiento de gas, que posteriormente será tratado para alimentar al tren de ocho hornos, ya que estos equipos son de fuego directo.

Por otra parte, el líquido proveniente de los separadores pasará a los cinco tanques de carga. Sus capacidades son: uno de 40 Mbpd y el resto de 20 Mbpd, donde será realizada la separación del gas libre y parte del agua de formación.

El líquido resultante será enviado desde el tren de seis bombas de carga, manejando una capacidad de 30 Mbpd cada una aproximadamente hacia el tren de cuatro intercambiadores de tubo y carcasa. Luego el crudo que pasa por los intercambiadores de tubo y carcasa es precalentado y enviado al el tren de hornos.

El crudo es deshidratado en un proceso a altas temperaturas para alcanzar un contenido menor al 1% de agua y sedimento, por medio de cuatro deshidratadores electrostáticos. Llega hasta los tanques de almacenamiento, pasando previamente por dos etapas de enfriamiento en intercambiadores de tubo y carcasa.

A través de éstos intercambiadores de calor de tipo placas, el crudo alcanza la temperatura y la presión de vapor adecuada para así cumplir con las especificaciones del producto final. A su vez el producto resultante es una combinación de crudo extrapesado y del diluyente que posteriormente será identificado como crudo diluido. Éste es bombeado al patio- tanque- oficina (PTO), a través del tren de seis bombas de transferencia de crudo seco.

#### **a) Operación bajo condiciones de control**

Se considera una condición normal de operación, aquella condición en la cual las variables de operación se encuentran dentro del rango de control del proceso. Este rango establece para cada variable los límites máximos y mínimos de variación aceptable, dentro de los cuales no ocurre para el proceso ninguna contingencia ni situación que deba atenderse como emergencia.

En general, las variables de proceso que definen la operación son:

21. Temperatura
22. Nivel del líquido
23. Presión
24. Flujo

#### **b) Área de Separación–Almacenamiento**

- **Separación y tanques de carga**

El crudo a ser desgasificado y deshidratado proviene de Bare este y del área tradicional a través de los múltiples de producción.

La estación va a constar de siete separadores verticales y su operación está definida como seis en operación y uno de prueba, unido a esto dos separadores horizontales con la finalidad de manejar una producción total de 129.312 BPD.

El crudo es llevado a cada separador, los cuales se encuentran alineados para operar según la decisión de operaciones, mediante la apertura de las válvulas de control P- 037/038/039/040/041/042/043/046/047, para iniciar el proceso de desgasificación. Seguidamente entra a los separadores, los cuales operan a una presión de 60 psig y 90 °F (condición óptima para la separación gas-crudo dentro del separador) y tienen internamente ciclónicos a la entrada del crudo para ayudar la separación. Adicionalmente tienen una maya eliminadora de neblina, cuya función es eliminar las trazas de condensado existente en la corriente de gas.

La presión dentro del separador es controlada mediante las válvulas PCV-200/201/202/203/204/205/206/207/208, ubicada en la salida del gas. La operación de éstas válvulas están definida de la siguiente manera, el PIT-200/201/202/203/204/205/206/207/208 mide la presión de operación del separador y envía una señal tanto a la sala de control de la estación de descarga BARED-10 como a la válvula de control, la cual modula el flujo de salida de gas para mantener en el recipiente a 60 psig de presión. Adicionalmente, el PIT indica a la sala de control las alarmas de alta y baja presión, que permiten al operador conocer el funcionamiento del equipo.

Por otra parte, el flujo de gas que sale de los separadores es enviado hacia el sistema de compresión y deshidratación de gas y la mezcla crudo/agua que sale de los separadores va a ser enviada a los tanques de carga TC-20002/20003/20004/20005/40001, los cuales poseen indicadores de temperatura local TI-407/405/409/401/403 e indicadores de temperatura TI-407A/405A/409A/401A/403A, que envían una señal a la sala de control y permiten al operador conocer la temperatura del fluido dentro del tanque.

### c) Área de bombeo–deshidratación

- **Bombas de carga, intercambiadores de placas crudo húmedo/ crudo seco, hornos y deshidratadores electrostáticos**

- **Bombas de carga**

El crudo separado en los tanques de carga es enviado al área de deshidratación mediante las bombas BC-01/02/03/04/05/06.

El nivel de operación de crudo en los tanques es controlado mediante las válvulas de recirculación a través de una señal que le transmite los LT-401/402/407/408/403 hacia el comparador, el cual toma la información del tanque que tiene bajo nivel y la suministra a un controlador de nivel maestro LC-401/402/407/408, quien proporciona la información de nivel de tanque a los controladores de flujo de la recirculación hacia los tanques de carga.

La capacidad operativa de los tanques de carga ésta definida entre los niveles alto- alto y bajo- bajo. El agua separada en los tanques de carga es enviada bajo

control de nivel al sistema de tratamiento de agua. Éste control de nivel se realiza mediante las válvulas LCV- 401/402/407/408. El LT- 401/402/407/408 sensa y transmite el nivel de interfase en los tanques de carga a sala de control y permite establecer el nivel interfase normal en el tanque. Adicionalmente envía señales de alarmas por alto y bajo nivel a sala de control.

El crudo proveniente de los tanques de carga TC- 20002/20003/20004/20005/40001 es enviada a los trenes de deshidratación del área dos mediante las bombas de carga BC- 01/02/03/04/05/06 para la última etapa de separación gas- líquido y crudo- agua. Por otra parte las bombas de cargas BC- 01/02/03/04/05/06 tienen una capacidad de 25.000 BPD y una presión de descarga de 165 psi.

En cada línea de succión se encuentra instalado un transmisor de presión diferencial con la finalidad de indicar en el sitio y en la sala de control el nivel de ensuciamiento de los filtros. Si la caída de presión es mayor de 0,5 psi, entonces es necesaria la limpieza del filtro. Éste transmisor de presión diferencial envía una señal de alarma a sala de control por alta caída de presión.

Cada línea de descarga posee un indicador de presión en el sitio y un transmisor de presión, el cual da una señal de alarma por baja y alta presión en la descarga. La función de estas alarmas es indicarle al operador un posible bloqueo en la línea de descarga de la bomba.

En la sala de control de la estación de descarga BARED-10 se encontrará una señal de condición de las bombas, la cual permitirá al operador visualizar cuál de las bombas está en operación. Así mismo, el arranque de las bombas es accionado manualmente desde la sala de control.

El crudo proveniente de las bombas de carga es enviado al área de deshidratación. Éste es precalentado por el tren de intercambiadores de placas crudo húmedo/crudo seco con la finalidad de aprovechar energía en el proceso, primero calentando el crudo húmedo proveniente de las bombas de carga y favorecer el proceso de deshidratación, segundo enfriando el crudo deshidratado para almacenamiento.

Posteriormente el crudo es enviado a los hornos de fuego directo para luego ser sometido a un proceso de deshidratación final por medio de los deshidratadores electrostáticos, lo que convertirá la corriente en crudo deshidratado con un porcentaje de agua y sedimento inferior al 1%. Finalmente es transferido a PTO.

A continuación se describirá la filosofía de operación de los intercambiadores:

➤ **Intercambiadores de placa crudo húmedo/ crudo seco**

El crudo húmedo transferido por las bombas de carga es enviado a los intercambiadores de placa crudo húmedo/ crudo seco IC- 01/02/03/04. El crudo húmedo intercambia calor en contracorriente con el deshidratado que viene de los deshidratadores electrostáticos, permitiendo lo siguiente:

- Elevar la temperatura del crudo húmedo que viene de las bombas de carga de 90°F hasta 140°F, con la finalidad de favorecer la separación gas-líquido y la posterior crudo- agua.
- Pre-enfriar el crudo deshidratado que viene de los deshidratadores electrostáticos, de 200°F hasta 145°F, el crudo luego pasa a los tanques de almacenamiento.

La temperatura del crudo seco que sale de los intercambiadores de placa crudo húmedo/crudo seco IC- 01/02/03/04, va a ser monitoreada tanto en el sitio como en la sala de control. Los indicadores de temperatura ubicados a la salida de los intercambiadores de placa crudo húmedo/crudo seco, por el lado del crudo seco, envían una señal de alarma a sala de control por alta temperatura.

Por otro lado, también va a ser monitoreado tanto en el sitio como en sala de control la temperatura del crudo húmedo que sale de los intercambiadores.

Los intercambiadores de placa crudo húmedo/crudo seco IC- 01/02/03/04 poseen un indicador de presión diferencial tanto del lado del crudo húmedo como del lado del crudo seco, con la finalidad de indicarle al operador si el intercambiador presenta alto grado de ensuciamiento, lo cual no permitiría realizar eficientemente la transferencia de calor. Este indicador de presión diferencial envía una señal de alarma a la sala de control.

El flujo de crudo seco que sale de los deshidratadores electrostáticos DE-01/02/03/04 es monitoreado mediante el transmisor de flujo. Éste envía a sala de control una alarma por bajo flujo.

La corriente de crudo húmedo que sale de los intercambiadores de placa crudo húmedo/crudo seco es enviada a los hornos de fuego directo H-01/02/03/04/05/06/07/08, los cuales tienen un indicador local TI- 301-4 y otro indicador de temperatura con señal de alarma por baja temperatura en la sala de control.

➤ **Horno de fuego directo**

El horno de fuego directo tiene dos condiciones de operación independientes:

- Calentar el crudo húmedo que viene del intercambiador de placas crudo húmedo/ crudo seco para enviarlo a la etapa de deshidratación.
- Calentar nuevamente el crudo seco almacenado en los tanques de almacenamiento de crudo deshidratado, después de una parada de planta operacional con el fin de disminuirle su viscosidad.

Según lo anterior el horno de fuego directo operará bajo una sola condición, es decir, si opera en la primera condición no es posible utilizarlo al mismo tiempo para la segunda.

El crudo proveniente del intercambiador de tubo y caracasa continúa a los hornos de fuego directo H-01/02/03/04/05/06/07/08 mediante la apertura de válvulas motorizadas. Posteriormente el crudo es calentado hasta 200°F y es enviado a los deshidratadores electrostáticos mediante la apertura de una válvula motorizada.

➤ **Deshidratadores electrostáticos**

El crudo proveniente de los hornos H-01/02/03/04/05/06/07/08 es transferido para ser sometido a un último proceso de deshidratación en los deshidratadores electrostáticos DE-01/02/03/04, con el fin de garantizar un porcentaje de agua y sedimento menor al 1%, tal porcentaje requerido para su despacho.

La deshidratación del crudo se logra a través de campos polarizados, lo que permite la atracción de las moléculas de agua para su coalescencia y separación por densidad en forma de grandes gotas. La polarización de las gotas se logra al impartir un campo eléctrico en el interior del separador. Las condiciones de operación del

deshidratador electrostático son 125 psi y 200°F, por lo que es necesario que el equipo trabaje completamente empacado, es decir, sin presencia alguna de vapores.

A continuación se describirá la filosofía de operación y control de los deshidratadores electrostático DE- 01/02/03/04:

El control de nivel de interfase de los deshidratadores electrostáticos se hará a través de los transmisores que envían la señal a los controladores y actuará sobre las válvulas para mantener el nivel de interfase en el recipiente.

El deshidratador electrostático tendrá un interruptor de muy alto nivel de interfase LSHH, la cual enviará la señal al sistema de control generando una alarma LAHH. Además dispondrán de un interruptor de muy bajo nivel de interfase LSSL que genera una alarma LALL y actúa sobre la válvula solenoide para cerrar la válvula de control.

El crudo deshidratado que sale por el tope del separador es enviado a los intercambiadores de placa crudo húmedo/crudo seco. En esta línea existe el interruptor LSSL, el cual envía a sala de control una señal de parada del deshidratador electrostático por muy bajo nivel de crudo.

El monitoreo de presión de los deshidratadores se realizara a través del interruptor de muy alta presión PSHH y de muy baja presión PSSLL, para luego enviar la señal al sistema de control, la cual genera la alarma de muy alta presión PAHH y la alarma de muy baja presión PALL.

El deshidratador tendrá los siguientes instrumentos:

- Un indicador de temperatura TI, con señal en sala de control para monitorear la temperatura dentro del deshidratador.
- Dos indicadores de temperatura local TI para monitoreo del operador del campo.
- Un indicador de presión PI para monitoreo de operador de campo.

#### **d) Área de almacenamiento y bombeo**

- **Tanques de almacenamiento**

El crudo deshidratado que viene de los intercambiadores de placa crudo húmedo/crudo seco IC- 01/02/03/04 es enviado a los tanques de almacenamiento TA-55002/55003/55004/55005 para su almacenamiento, fiscalización y bombeo a PTO.

Es necesario resaltar que los tanques de almacenamiento son existentes y no se tiene previsto la instalación de nueva instrumentación. La filosofía de operación continúa tal como está en la actualidad. es decir, el operador es quien decide y ejecuta las acciones a tomar en caso de alarmas de alto o bajo nivel dentro de los tanques.

- **Bombas de transferencia de crudo**

El crudo deshidratado almacenado en los tanques de almacenamiento TA-55002/55003/55004/55005 es enviado a PTO mediante las bombas de transferencia B- 01/02/03/04/05/06 y la apertura de la válvula motorizadas en la succión y descarga.

Cada bomba tiene una capacidad máxima de 25.000 BPD con una presión de descarga de 350 psi.

La filosofía de operación de las bombas de transferencia se describirá a continuación:

En la línea de succión se encuentra un indicador de presión local y transmisor de presión, el cual envía una señal de parada de bomba al sistema de control de la planta por baja- baja presión en la succión. Adicionalmente, éste transmisor da una señal de alarma previa por muy baja presión. La función de ésta alarma es indicarle al operador el posible bloqueo de línea de succión de la bomba.

Por otra parte, en la línea de succión se encuentra instalado un transmisor de presión diferencial, con la finalidad de indicar en el sitio y en sala de control el ensuciamiento de los filtros. Este transmisor da una señal de alarma por alta caída de presión en los filtros.

La línea de descarga posee un indicador de presión local y un transmisor de presión, la cual envía una señal a la sala de control y su función es indicar la presión a la descarga. Posee una alarma por muy alta presión en la descarga PAHH, la cual envía una señal de parada de las bombas por muy alta presión en la descarga.

El flujo de descarga de las bombas de transferencia B-01/02/03/04/05/06 a ser bombeado a PTO, es monitoreado mediante el medidor de flujo. Este envía una señal para la apertura o cierre de la válvula de control de recirculación a tanque de almacenamiento, de acuerdo al flujo que se haya fijado para despacho a PTO.

En la salida de control de la estación BARED-10 se encuentra una señal de condición de la bomba, la cual le permite al operador visualizar si la misma esta en operación o fuera de servicio.

## **CAPITULO V**

### **CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

#### **5.1. Conclusiones**

Con base en los resultados obtenidos mediante el desarrollo del proyecto, se concluye:

1. Luego del trabajo de campo realizado en la estación de BARED-10, se pudo detectar una falla en el área de deshidratación, específicamente, en el tanque de lavado de 40001.
2. Los caudales de gas fueron calculados para los años 2008- 2027, manteniendo una variante entre 28 y 32 MMPCPD, los cuales son directamente proporcional a la producción de crudo.
3. De acuerdo a las normas y códigos de PDVSA, se procedió a comparar las condiciones de diseño y las condiciones de operación, resultando factible el cumplimiento de los mismos.
4. La alternativa factible de reemplazo del sistema de deshidratación de BARED-10 está constituida por tres secciones: área de separación –almacenamiento, área de bombeo –deshidratación y área de almacenamiento –bombeo, además de incluir nuevos equipos como: bombas de carga, intercambiadores de placas y deshidratadores electrostáticos.
5. La evaluación económica para el proyecto es rentable, debido a que posee una tasa interna de retorno modificada (TIRM) mayor al 30% y un valor presente neto (VPN) positivo.
6. La propuesta planteada resultó factible desde el punto de vista técnico y económico, logrando así mejorar la capacidad de producción y su optimización.

## 5.2. Recomendaciones

- Realizar una planificación, tomando en cuenta todas las previsiones referentes a la cantidad de personal capacitado en el área para agilizar las labores del mejoramiento de la situación actual del tanque de lavado 40001.
- Puesta en marcha de planes alternativos para desviar el crudo de BARED-10 a las estaciones adyacentes durante la realización de la alternativa planteada, con la finalidad de garantizar el logro del objetivo propuesto, que no es otro que optimizar la calidad y cantidad de la producción de crudo.
- Concretar la implementación de la nueva filosofía, en la cual está basada éste proyecto. Tomando en consideración las propuestas presentadas en cuanto a procedimientos, equipos y costos.
- Realizar el debido mantenimiento en el lapso de tiempo recomendado por los especialistas en la materia, quienes definirán el plan de actividades a seguir, para evitar daños mayores a los equipos de la estación.

## **BIBLIOGRAFÍA**

- 1. Horvath H., “Optimización y evaluación de los sistemas de alivio y venteo en tanques de almacenamiento y lavado de las estaciones de producción del Distrito Sur San Tomé”, Tesis de grado, Departamento de Mecánica, Universidad Nacional Experimental Politécnica, Puerto Ordaz (2005).**
- 2. Albornoz L., “Implantación de 2 elementos de la gerencia de seguridad en los procesos (GSP) en 3 estaciones de descarga de crudo de la UEY extrapesado PDVSA Distrito San Tomé”, Tesis de grado, Departamento de Sistemas Industriales, Universidad de Oriente, Barcelona (2002).**
- 3. Sánchez B., “Modificación del proceso de deshidratación actual para reducir el tiempo de reposo requerido por los crudos”, Tesis de grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad del Zulia, Maracaibo (2001).**
- 4. Gamboa M., “Estudio del efecto de la temperatura del diluyente en la tasa de flujo de los pozos productores de la estación BARED – 10 de Distrito San Tomé”, Tesis de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Barcelona (2005).**
- 5. “Manual de Operaciones BARED- 10”, producción Oriente Distrito San Tomé (1999).**
- 6. “Manual de nivel de producción”, PDVSA, Distrito San Tome (2008).**

7. Busto T. y Zamora O., **“Evaluación del sistema de manejo de fluidos en superficies para el área mayor de Socorro”**, Tesis de Grado, Universidad Central de Venezuela, Caracas (2002).
8. Vega L., **“Propuesta para el desarrollo de la infraestructura requerida para el tratamiento y manejo de la producción de los campos Melones Oeste y Dobokubi, PDVSA Distrito San Tomé”**, Tesis de Grado, Departamento de Mecánica, Universidad Experimental del Táchira, San Cristóbal (2005)
9. **“Manual Hysys”**, PDVSA, Distrito San Tomé (2000).
10. Bustamante A., **“Evaluación hidráulica de las redes de recolección de crudo multifásico asociadas a las estaciones de descarga Bared – 5 y Bared – 10 del campo Bare, PDVSA Distrito San Tomé**, Tesis de Grado, Departamento de Mecánica, Universidad de Oriente, Barcelona (2006).
11. Arocha P., **“Estudio comparativo técnico – económico entre estación de flujo convencional y estación de flujo con tecnología multifásica”**, Tesis de Grado, Departamento de Mecánica, Universidad Central de Venezuela, Caracas (2004).
12. Vallejo C., **“Diseño de un tanque de lavado para crudo mediano, incorporando nuevas tecnología para el control del nivel de agua salada”**, Tesis de Grado, Universidad de Oriente, Barcelona (2006).
13. Cuaderno FIRP S853-PP., **“Deshidratación de crudo Principios y Tecnología”**, Escuela de Ingeniería Química, Universidad de los Andes, Mérida (2000).
14. Perry R., **“Manual del Ingeniero Químico”**, Editorial Mc.Graw - Hill, sexta edición (2000).

**15. Rivas G., “Propuesta para el mejoramiento de los sistemas de puesta a tierra en los equipos eléctricos y electrónicos de los pozos BARED -5 y BARED - 10 PDVSA”, Tesis de Grado, Gran Mariscal de Ayacucho, El Tigre (2006).**

## METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

<b>TÍTULO</b>	<b>“Propuesta de reemplazo del sistema de deshidratación de la estación de descarga bared-10, PDVSA distrito San Tomé”</b>
<b>SUBTÍTULO</b>	

AUTOR (ES):

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>CÓDIGO CVLAC / E MAIL</b>
<b>Drobñata López, Misnel Del Valle</b>	<b>CVLAC: 17.408.728</b> <b>EMAIL: misnel86@hotmail.com</b>

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

**Deshidratación**

**Emulsión**

**Separador**

**Simulación**

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

<b>ÁREA</b>	<b>SUB ÁREA</b>
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

**RESUMEN (ABSTRACT):**

El sistema de deshidratación de la estación de descarga BARED-10, PDVSA Distrito San Tomé está conformado por una serie de tanques de lavado, entre los cuales se destaca el tanque 40001. Dicho tanque posee la mayor capacidad dentro del sistema de deshidratación, además presenta fallas en su estructura, lo que limita la producción. Por esta razón se presentó como una solución a esta problemática la sustitución de los tanques de lavado por deshidratadores electrostáticos que puedan ocupar menos espacio y a su vez aumentar la producción, haciendo las mismas operaciones de estos equipos. Esta propuesta de reemplazo implicó un cambio en el diagrama del proceso basado en las diferentes bases y criterios bajo los cuales se ha establecido el diseño de la nueva estructura, la cual quedaría conformada de la siguiente manera: separadores bifásicos, tanques y bombas de cargas, intercambiadores de placas crudo húmedo/crudo seco, hornos, deshidratadores electrostáticos, tanques de almacenamientos y bombas de transferencia de crudo. Para la evaluación de esta alternativa, se realizó una simulación de la situación propuesta de operación a través del software Hysys Plant 3.2, lográndose reestructurar la nueva filosofía de control y operación involucradas en base a las modificaciones efectuadas. Así mismo, se realizó una evaluación económica concerniente a todas estas modificaciones mediante el modelo de Seeplus, obteniéndose una tasa interna de retorno modificada (TIRM) mayor al 30% y el valor presente neto (VPN) resultó positivo.

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

**CONTRIBUIDORES:**

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>ROL / CÓDIGO CVLAC / E-MAIL</b>				
<b>Salas, Yraima</b>	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS (X)</b>	<b>TU</b>	<b>JU</b>
	<b>CVLAC:</b>	V-8.478.649			
	<b>e-mail:</b>	Yrasal57@yahoo.com			
<b>González, Orlando</b>	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS (X)</b>	<b>TU</b>	<b>JU</b>
	<b>CVLAC:</b>				
	<b>e-mail:</b>	gonzalezox@pdvsa.com			
<b>Rodulfo, Arturo</b>	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS</b>	<b>TU</b>	<b>JU(X)</b>
	<b>CVLAC:</b>	V-8.300.709			
	<b>e-mail:</b>	Rodulfo99@hotmail.com			
<b>Moreno, Luís</b>	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS</b>	<b>TU</b>	<b>JU(X)</b>
	<b>CVLAC:</b>	V- 8.987.972			
	<b>e-mail:</b>	luismorenog@cantv.net@gmail.com			

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

<b>2009</b>	<b>11</b>	<b>06</b>
<b>AÑO</b>	<b>MES</b>	<b>DÍA</b>

**LENGUAJE. SPA**

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

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
<b>Tesis.Propuesta_reemplazodesistema_deshidratación.doc</b>	<b>Aplicación/msword</b>

**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:** PDVSA (OPCIONAL)

**TEMPORAL:** 6 meses (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”**

**Drobñata López, Misl Del Valle**

**AUTOR**

**Ing. Yraima Salas**

**TUTOR**

**Ing. Arturo Rodulfo**

**JURADO**

**Ing. Luís Moreno**

**JURADO**

**Ing. Orlando González**

**TUTOR**

Prof. Yraima Salas

**POR LA SUBCOMISION DE TESIS**