

# **TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

## **EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN DE CRUDO DE LA ESTACIÓN PRINCIPAL DE SINCOR C.A.**

Presentado ante la Ilustre  
Universidad Central de Venezuela  
Por el Br. Salas L., Carlos A.  
Para optar al Título  
de Ingeniero Químico

Caracas, 2007

# **TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

## **EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN DE CRUDO DE LA ESTACIÓN PRINCIPAL DE SINCOR C.A.**

TUTOR ACADÉMICO: Ing. Virgilio Anteri

TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Pedro Amundaraín

Presentado ante la Ilustre  
Universidad Central de Venezuela  
Por el Br. Salas L., Carlos A.  
Para optar al Título  
de Ingeniero Químico

Caracas, 2007

# ÍNDICE

<b>ÍNDICE DE FIGURAS.....</b>	<b>vi</b>
<b>ÍNDICE DE TABLAS.....</b>	<b>viii</b>
<b>Capítulo I. Introducción .....</b>	<b>1</b>
Planteamiento del problema.....	1
Objetivos .....	3
General .....	3
Específicos .....	3
Antecedentes .....	4
<b>Capítulo II. Revisión bibliográfica .....</b>	<b>6</b>
Emulsiones .....	6
Definición.....	6
Componentes de una emulsión .....	6
Tipos de emulsiones.....	9
Propiedades de las emulsiones .....	10
Conductividad .....	10
Viscosidad.....	11
Estabilidad y ruptura de las emulsiones .....	11
Acercamiento macroscópico de las gotas .....	12
Drenaje de la película.....	13
Coalescencia.....	16
Métodos de tratamiento para la deshidratación.....	18
Tratamiento químico .....	18
Tratamiento gravitacional .....	19
Tratamiento térmico .....	20
Tratamiento electroestático .....	21

Equipos de transferencia de calor .....	24
Tipos de intercambiadores de calor.....	24
Intercambiador de calor de tubo y carcasa.....	24
Intercambiadores de placas paralelas .....	26
Estabilización del crudo .....	28
Presión de vapor Reid .....	29
Separadores gas – crudo.....	29
Bombas de desplazamiento positivo .....	31
Descripción de las unidades que conforman el tren de producción .....	33
<b>Capítulo III. Metodología experimental .....</b>	<b>37</b>
Metodología operacional.....	37
Familiarización con el tren de producción .....	37
Elaboración del protocolo de pruebas .....	38
Aumento de temperatura.....	38
Muestreo en los deshidratadores electrostáticos .....	39
Muestreo en las Bombas de alimentación al SD.....	39
Muestreo en los intercambiadores de calor.....	39
Metodología de análisis experimental.....	40
Análisis de laboratorio para el crudo .....	40
Determinación del contenido de agua libre en crudo.....	40
Determinación de la Densidad de petróleo crudo .....	40
Determinación del porcentaje de emulsión W/O .....	40
metodología de Análisis computacional de datos obtenidos.....	40
Análisis operacional de los deshidratadores electrostáticos.....	41
Análisis de la Separación Gas-Líquido .....	41
Análisis de la Fluido-dinámica del Sistema de Deshidratación .....	42
Análisis operacional de los intercambiadores de calor .....	42
Factor de aprovechamiento .....	42

Eficiencia térmica.....	43
Identificación de las propuestas de mejoras del sistema.....	43
<b>Capítulo IV. Discusión de resultados .....</b>	<b>44</b>
Deshidratadores Electrostáticos .....	44
Separadores Gas-Líquido .....	51
Fluido-dinámica del Sistema de Deshidratación.....	54
Intercambiadores de calor .....	58
Intercambiadores de Tubos y Carcasa.....	58
Intercambiadores de Placas Paralelas.....	60
Mejoras al Sistema de Deshidratación .....	63
<b>Capítulo V. Conclusiones .....</b>	<b>67</b>
<b>Capítulo VI. Recomendaciones.....</b>	<b>69</b>
<b>Capítulo VII. Referencias bibliográficas .....</b>	<b>70</b>
<b>Capítulo VIII. Anexos.....</b>	<b>73</b>
<i>ANEXO 1. Protocolo de pruebas para el estudio de la deshidratación y estabilidad del crudo a diferentes temperaturas de la corriente de producción del horno del Tren B “H-3001B” .....</i>	<i>74</i>
<i>ANEXO 2. Hojas de especificaciones de los diferentes equipos que conforman el Sistema de Deshidratación.....</i>	<i>75</i>
<i>ANEXO 3. Código base del modelo simulado de la Estación Principal de Flujo de Sincor C.A. ....</i>	<i>76</i>

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Representación de la estructura molecular de un surfactante.....	7
Figura 2. Variación del factor de Stokes con la temperatura y la gravedad API. ....	13
Figura 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. ....	14
Figura 4. (a) Ilustración esquemática de la adsorción del surfactante deshidratante en la superficie libre 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. ....	16
Figura 5. Deshidratador electrostático AC de tres transformadores (Proceso de corriente alterna de campo profundo). ....	22
Figura 6. Esquema del proceso de electrocoalescencia. ....	23
Figura 7. Principales elementos de un intercambiador de calor de tubo y carcasa. ....	25
Figura 8. Características principales de los intercambiadores de placas. ....	27
Figura 9. Esquema de un separador trifásico. ....	30
Figura 10. Clasificación de las bombas rotativas.....	32
Figura 11. Esquema de una bomba de doble tornillo.....	33
Figura 12. Esquema de la Estación Principal de Flujo de SINCOR, C.A.....	34
Figura 13. Factor de asentamiento de Stokes para crudos de diferentes grados API..	45
Figura 14. Comportamiento del porcentaje de BSW promedio a la salida de los deshidratadores electrostáticos.....	47

Figura 15. Posición de los tomamuestras de interfase de los deshidratadores. ....	48
Figura 16. Distribución de la interfase agua-crudo dentro de los deshidratadores. ....	49
Figura 17. Representación del comportamiento de la interfase agua-crudo a las temperaturas de prueba. ....	50
Figura 18. Comportamiento de la relación Gas separado-Crudo diluido. ....	52
Figura 19. Comportamiento de la RVP para las diferentes temperaturas de operación en el tren de precalentamiento. ....	53
Figura 20. Comportamiento de la presión de descarga de las bombas doble tornillo en función del flujo volumétrico desplazado. ....	55
Figura 21. Comportamiento de la viscosidad para un crudo diluido con 35% de BSW. ....	56
Figura 22. Presión de descarga promedio de las bombas doble tornillo. ....	57
Figura 23. Comportamiento del %Aprovechamiento para los intercambiadores de tubos y carcasa. ....	59
Figura 24. Comportamiento del %Aprovechamiento para los intercambiadores de tubos y carcasa. ....	61
Figura 25. Representación de la zona crítica de %Aprovechamiento para condiciones dadas. ....	62
Figura 26. Esquema de la propuesta para la mejora del Sistema de Deshidratación. .	64
Figura 27. Esquema de la propuesta para la mejora del Sistema de Deshidratación. .	65

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Flujos de operación promedio durante las pruebas experimentales en la Estación Principal. ....	45
Tabla 2. Resultados de los análisis de laboratorio para porcentaje de BSW. ....	46
Tabla 3. Resultados del porcentaje promedio de BSW en los tomamuestras de interfase de los deshidratadores. ....	48
Tabla 4. Condiciones operacionales y resultados de la separación gas-liquido.....	51
Tabla 5. Resultados de los análisis de RVP (dry). ....	52
Tabla 6. Presiones de salida de los diferentes elementos del Sistema de Deshidratación y la caída de presión entre ellos. ....	56
Tabla 7. Desviación entre los datos de diseño y los calculados por IC 2.0 para los Intercambiadores de Tubos y Carcasa.....	58
Tabla 8. Desviación entre los datos de diseño y los calculados por IC 2.0 para los Intercambiadores de Placas Paralelas.....	58
Tabla 9. Resultados para el análisis operacional de los intercambiadores de tubos y carcasa con IC 2.0 .....	58
Tabla 10. Resultados para el análisis operacional de los intercambiadores de placas paralelas. ....	60
Tabla 11. Caudales alimentados para la evaluación de la propuesta. ....	63
Tabla 12. Resultados de IC 2.0 para la evaluación de la propuesta de mejora del SD. ....	65



Tabla 13. Resultados de PRO II para el intercambiador E-3001 B en la evaluación de la propuesta de mejora del SD. .... 66

Tabla 14. Resultados de PRO II de la evaluación de la propuesta de mejora del SD. 66

# **CAPÍTULO I**

## **INTRODUCCIÓN**

En esta sección se plantea el problema que justifica la realización de este trabajo, así como los objetivos que orientan y delimitan el desarrollo del mismo. Igualmente se enuncian reseñas de estudios realizados los cuales incluyen aspectos sobre la deshidratación de crudos que son relevantes para este estudio.

### **PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA**

Actualmente la Estación Principal de Flujo de la empresa Sincrudos de Oriente SINCOR, C.A., luego de cinco años en operación, se encuentra en una situación operacional diferente a las condiciones de diseño, por lo que se ha visto en la necesidad de modificar ciertos rangos de operación y cambiar en algunos casos la Filosofía de Operación y Control. La Estación Principal está conformada por dos trenes de procesamiento de un flujo multifásico (crudo diluido + agua + gas), los cuales constan a su vez de cuatro sistemas bien definidos. Entre estos sistemas se encuentra el Sistema de Deshidratación que está conformado por el tren de calentamiento (Horno, Intercambiadores de Placa, Intercambiadores de Tubo y Carcasa), el Separador de Alta Temperatura (SAT) y el Deshidratador Electroestático (DEL).

En estos momentos la Estación Principal se encuentra recibiendo mayor cantidad de agua de la estimada originalmente, lo que ha traído como consecuencia mayores volúmenes de fluido multifásico a procesar, debido a esto, el tren de calentamiento ha tenido limitaciones para llevar el crudo a la temperatura de operación para el cual fue diseñado.

En el caso del Separador de Alta Temperatura, la disminución en la temperatura del crudo afecta la separación del gas, por lo que si se separa menos gas en el SAT, el crudo no se logra llevar a la presión de vapor deseada, traduciéndose esto en problemas mecánicos aguas abajo en la línea de exportación de crudo.

En el caso del Deshidratador Electroestático, a menor temperatura en la corriente, según lo que dicta la Filosofía de Operación y Control bajo la cual fue diseñada la Estación Principal, la separación agua/crudo se ve afectada, ya que la densidad del crudo no disminuye lo requerido, por lo que más trazas de crudo quedan atrapadas en la sección del agua y son arrastradas hasta la Planta de Tratamiento de Aguas Producidas (PTAP), lo cual afecta su operación, necesitando mayor mantenimiento y mayor cantidad de químicos para alcanzar las especificaciones para la disposición de aguas, así como también afecta el porcentaje de agua que queda atrapada en la corriente de crudo que luego ha de ser exportada hacia el Mejorador de SINCOR, C.A.

Por lo antes expuesto, surge la necesidad de evaluar las condiciones operacionales del tren de deshidratación para identificar un esquema operacional que minimice el impacto negativo que actualmente se presenta debido al alto corte de agua presente en la corriente de crudo producido.

## **OBJETIVOS**

### **GENERAL**

Evaluar y proponer mejoras operacionales para el Sistema de Deshidratación de Crudo de la Estación Principal de Flujo de la empresa Sincruos de Oriente SINCOR, C.A.

### **ESPECÍFICOS**

- Evaluar el comportamiento operacional de los Deshidratadores Electrostáticos debido a los cambios de temperatura a la salida del tren de precalentamiento.
- Analizar la separación del gas asociado al flujo multifásico en el Separador de Alta Temperatura, debido a los cambios de temperatura a la salida del tren de precalentamiento.
- Evaluar la fluido-dinámica en el Sistema de Deshidratación frente a los cambios de temperatura a la salida del tren de precalentamiento.
- Analizar operacionalmente el tren de calentamiento conformado por los intercambiadores de tubo y carcasa y los intercambiadores de placas.
- Identificar las propuestas de mejora al Sistema de Deshidratación de la Estación Principal de Flujo.

## ANTECEDENTES

Al-Otaibi (2001) investigó experimentalmente el efecto de cinco factores (velocidad de sedimentación debido a la gravedad, la dosificación de químicos, la inyección de agua fresca, el calentamiento del crudo y el mezclado) en la eficiencia del proceso de deshidratación y desalación para un crudo Kuwaiti y un desemulsificador comercial (Servo CC 3408). Los factores fueron sistemáticamente variados y su eficiencia analizada. Las eficiencias analizadas fueron la remoción de sal y la eficiencia de reducción del corte de agua. Las dos conclusiones más relevantes del estudio son primeramente que la excesiva dosificación de desemulsificador tiene efectos adversos en los procesos de deshidratación y desalación, segundo y como conclusión más importante es que la velocidad de sedimentación es el factor más significativo a la hora de estimar ambas eficiencias.

Perez y col. (2002) estudiaron experimentalmente las variables que afectan a la rapidez de deshidratación y desalación del crudo Maya en México, al aplicar un campo eléctrico de corriente continua. Para lo cual construyeron un deshidratador en operación por lotes, en el cual introdujeron dos electrodos de cobre de geometría circular. Las variables que afectan a la deshidratación y desalado son: voltaje, concentración de sal en fase acuosa, concentración de desemulsificante, porcentaje de agua emulsionada y temperatura. Todas esas variables se agruparon en un modelo para estimar la velocidad de deshidratación del crudo Maya dando como resultado una estimación de  $\pm 10\%$  de precisión con respecto a los datos experimentales.

Pekdemir y col. (2003) estudiaron las características de la emulsificación y la subsecuente separación de emulsiones de agua en crudo utilizando crudo proveniente de Norsk Hydro en Noruega. En particular, fueron considerados los efectos de la presión, presencia de dióxido de carbono y campo eléctrico en la demulsificación de emulsiones de agua en crudo. La separación de las fases se evidenció al operar a altas presiones ( $>50\text{bar}$ ), sin embargo la sola aplicación de la presión no es suficiente

cuando la emulsión es altamente estable. En estas pruebas se varió el tipo y la concentración de surfactantes sintéticos así como la composición de las fases agua y aceite.

Xia y col. (2004) presentaron datos experimentales para demostrar la influencia de asfaltenos y resinas en la estabilidad y demulsificación de emulsiones. Se encontró que la estabilidad de la emulsión está relacionada con las concentraciones de asfaltenos y resinas en el crudo y el estado de dispersión de los asfaltenos y resinas (molecular vs. coloidal) fue crítica para la resistencia y rigidez de las películas interfaciales y, por lo tanto, para la estabilidad de las emulsiones.

## **CAPÍTULO II**

### **REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA**

En esta sección se presenta el fundamento teórico con respecto a emulsiones, deshidratación y estabilización del crudo, así también conceptos sobre intercambiadores de calor y bombas de desplazamiento positivo. Esta información respalda la metodología experimental y procura apoyar las investigaciones realizadas.

#### **EMULSIONES**

El agua y el aceite son esencialmente inmiscibles, por lo tanto, estos dos líquidos coexisten como dos distintos.. El agua está lejos de ser soluble en hidrocarburos saturados (por ejemplo: parafinas o alcanos) y la solubilidad del agua decrece con el incremento del peso molecular de los hidrocarburos.

#### **DEFINICIÓN**

Una emulsión es una suspensión cuasi-estable de finas gotas de un líquido disperso en otro líquido. El líquido presente como pequeñas gotas es la fase dispersa o interna, mientras que el líquido que lo rodea es la fase continua o externa.

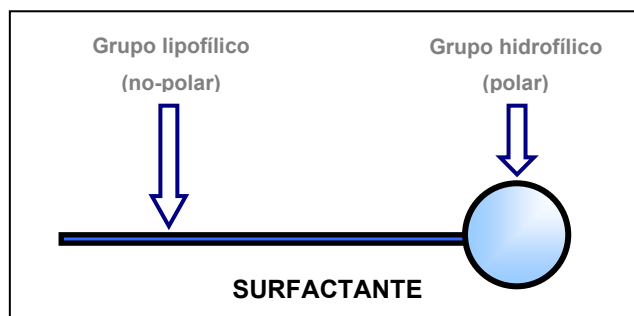
#### **COMPONENTES DE UNA EMULSIÓN**

Existen tres requisitos para formar una emulsión:

- Dos líquidos inmiscibles.
- Suficiente agitación para dispersar un líquido en pequeñas gotas.
- Un emulsificador para estabilizar las gotas dispersas.

Dos líquidos puros inmiscibles no pueden formar una emulsión estable, sin la presencia de fuerzas estabilizadoras de la emulsión, pequeñas gotas se unirán nuevamente y decrecerá el área interfacial, la energía total de superficie y la energía libre de Gibbs del sistema.

Una tercera sustancia o agente emulsificante debe estar presente para estabilizar la emulsión. El típico emulsificador es un agente activo de superficie o surfactante, el cual es una sustancia química cuya estructura molecular le confiere una doble afinidad, constituida por una parte polar (hidrofílica) y otra no-polar (lipofílica), y que a su vez le otorga actividad interfacial, absorbiéndose a una interfase líquido – líquido en forma orientada, disminuyendo así la tensión interfacial (MARFISI, 2004). En la Figura 1 se muestra la representación usual de la estructura molecular de un surfactante, apreciándose la doble afinidad polar y no-polar.



**Figura 1. Representación de la estructura molecular de un surfactante.**

Entre las propiedades más importantes de los surfactantes están el carácter anfífilo, es decir, afinidad por las sustancias polares y no-polares; la capacidad de ubicarse en una interfase según el fenómeno de absorción y la capacidad de asociación entre sí para formar micelas (MARFISI, 2004).

Las moléculas de surfactantes se alinean ellas mismas en la interfase polar hidrofílica en la fase acuosa y en la no polar hidrofóbica en la fase aceite. Esta película estabiliza la emulsión debido a las siguientes causas:



- Reduce las fuerzas de tensión superficial que se requiere para la coalescencia de las gotas.
- Forman una barrera viscosa que inhibe la coalescencia de las gotas. Este tipo de película ha sido comparada como una envoltura plástica.
- Si el surfactante es polar, alineado en la superficie de las gotas de agua, su carga eléctrica provoca que se repelan unas gotas con otras.

Un segundo mecanismo de estabilización ocurre cuando los emulsificadores son partículas sólidas muy finas. Para ser agentes emulsificantes, las partículas sólidas deben ser más pequeñas que las gotas suspendidas y deben ser humedecidos por el aceite y el agua. Luego estas finas partículas sólidas o coloides (usualmente con surfactantes adheridos a su superficie) se colectan en la superficie de la gota y forman una barrera física.

Los agentes emulsificadores son numerosos y pueden ser clasificados de la siguiente manera:

- Compuestos naturales de superficie activa tales como asfaltenos y resinas conteniendo ácidos orgánicos y bases, ácidos nafténicos, ácidos carboxílicos, compuestos de sulfuro, fenoles, cresoles y otros surfactantes naturales de alto peso molecular.
- Sólidos finamente divididos, tales como arena, arcilla, finos de formación, esquistos, lodos de perforación, fluidos para estimulación de pozos, incrustaciones minerales, compuestos de corrosión (por ejemplo sulfuro de hierro, óxidos), parafinas, asfaltenos precipitados. Los fluidos para estimulación de pozos son notablemente efectivos para formar emulsiones muy estables.

- Químicos añadidos tales como inhibidores de corrosión, biocidas, limpiadores, surfactantes y agentes humectantes.

#### **TIPOS DE EMULSIONES. (MARFISI, 2004)**

Los dos tipos de emulsiones agua-aceite más conocidos son aceite-en-agua (O/W) y agua-en-aceite (W/O). Las emulsiones O/W se refieren a aceite disperso en el agua y las emulsiones W/O se refieren a agua dispersa en el aceite. El tipo de emulsión formada depende fundamentalmente del tipo de agentes emulsificantes. Una regla empírica predice que surfactantes predominantemente solubles en aceite forman emulsiones W/O y surfactantes solubles en agua producen emulsiones O/W.

En los campos petroleros las emulsiones agua en aceite (W/O) son llamadas emulsiones regulares, mientras que las emulsiones aceite en el agua (O/W) son llamadas emulsiones inversas. Esta clasificación simple no siempre es adecuada, ya que emulsiones múltiples o complejas (O/W/O ó W/O/W) también pueden ocurrir.

Emulsiones del tipo O/W/O se refieren a emulsiones consistentes en gotas de aceite dentro de gotas de agua que están dispersas en fase continua de aceite. Las emulsiones W/O/W tienen gotas de agua dispersas en gotas de aceite que a su vez están dispersas en fase continua de agua. El presente trabajo se centra en emulsiones agua-en-aceite, porque éstas son las más comunes en el manejo de crudo.

En las emulsiones regulares, la fase acuosa dispersa es usualmente llamada agua y sedimento (SW) y la fase continua es aceite crudo. El SW es principalmente agua salina; sin embargo, sólidos tales como arena, lodos, carbonatos, productos de corrosión y sólidos precipitados o disueltos se encuentran también presentes, por lo que SW también es llamado agua y sedimento básico (BSW).

Las emulsiones regulares producidas pueden ser clasificadas como duras y suaves. Por definición una emulsión dura es muy estable y difícil de romper,

principalmente porque las gotas dispersas son muy pequeñas. Por otro lado, una emulsión suave o dispersión es inestable y fácil de romper. En otras palabras, cuando un gran número de gotas de agua de gran diámetro están presentes, ellas a menudo se separan fácilmente por la fuerza gravitacional. El agua que se separa en menos de cinco minutos es llamada agua libre.

En general, la cantidad de agua remanente emulsificada varía de <1 a >60 % volumen. En los crudos ligeros (>20 °API) las emulsiones contienen típicamente de 5 a 20 % volumen de agua, mientras que en los crudos pesados (<20 °API) tienen a menudo de 10 a 35 % de agua. La cantidad de agua libre depende de la relación agua/aceite y varía significativamente de un pozo a otro. En este trabajo, la palabra “agua” significa agua producida y es una salmuera conteniendo cloruro de sodio y otras sales.

#### **PROPIEDADES DE LAS EMULSIONES. (SALAGER, 1999B)**

##### CONDUCTIVIDAD

Las conductividades de las dos fases que conforman una emulsión son en general muy diferentes, puesto que la fase acuosa contiene siempre algo de electrolito disuelto. Por otra parte, la conductividad de la emulsión depende esencialmente de la naturaleza de la fase continua o externa, puesto que es esta fase la que va a transportar las cargas. En efecto, la fase discontinua no tiene continuidad entre los electrodos.

Por lo tanto una emulsión de fase continua agua (con electrolito) O/W posee una alta conductividad, mientras que una emulsión de fase externa orgánica W/O posee una baja conductividad. Esta característica permite deducir inmediatamente el tipo de una emulsión de un dato de conductividad aun bastante aproximado.

### VISCOSIDAD

La viscosidad es la propiedad que caracteriza la resistencia de un fluido a desplazarse. La viscosidad de una emulsión depende de numerosos factores, algunos con carácter físico más o menos determinado, otros de tipo físico-químico cuyo efecto empieza solamente a entenderse. Entre los factores que afectan la viscosidad se mencionan los siguientes:

- Viscosidad de la fase externa.
- Proporción volumétrica de la fase interna.
- Tamaño de las gotas de la fase interna.
- Viscosidad de la fase interna.
- Efectos electro-viscosos.
- Efecto del emulsionante.

### **ESTABILIDAD Y RUPTURA DE LAS EMULSIONES**

Una emulsión es por definición un sistema termodinámicamente inestable y tarde o temprano debe separarse en dos fases. La estabilidad de una emulsión se relaciona en general con el volumen de las fases separadas. Después de algún tiempo el sistema se separa típicamente en tres zonas: una zona central que contiene una nata o emulsión de alto contenido de fase interna y dos fases separadas: la interna (coalescida) y la externa (clarificada).

Durante un cierto período inicial no se separa ningún tipo de volumen; este período de iniciación corresponde a la sedimentación de gotas y al drenaje de la fase externa hasta alcanzar una emulsión compactada en la cual las gotas "no se tocan". En realidad las gotas están separadas por una película delgada de fase externa, en la cual la interacción entre las interfases empieza a jugar un papel importante y puede producir un efecto notable de retardo. Cuando las películas llegan a alcanzar un

espesor del orden de  $200\text{\AA}$ , son susceptibles de romperse, provocando así la coalescencia de las gotas y la formación de un volumen separado (SALAGER, 1999B). Las emulsiones poseen energía interfacial, por esto, son termodinámicamente inestables (LAURIER, 1992). Diversos estudios se han hecho sobre los mecanismos de ruptura de una emulsión W/O. Según el análisis de Jeffreys y Davies en 1971 estas etapas se reducen a tres (MARFISI, 2004):

#### 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 1).

$$V_s = \frac{2(\rho_w - \rho_o)gr^2}{9\mu_o} \quad (1)$$

Donde:

$V_s$ : Velocidad de sedimentación de Stokes (cm/s).

$\rho_w$ : Densidad del agua ( $\text{g/cm}^3$ ).

$\rho_o$ : Densidad del crudo ( $\text{g/cm}^3$ ).

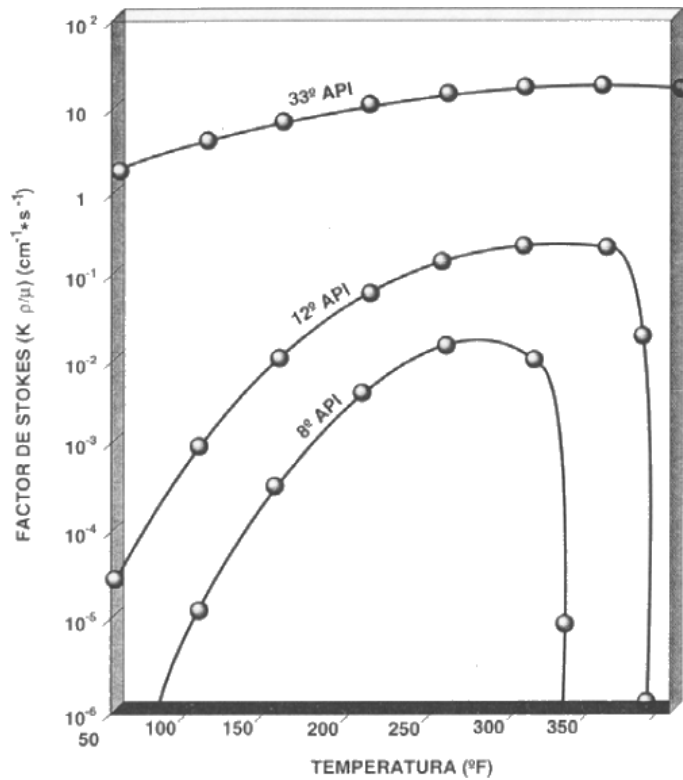
$g$ : aceleración de la gravedad ( $981 \text{ cm/s}^2$ )

$r$ : radio promedio de las gotas dispersas en el crudo (cm).

$\mu_o$ : viscosidad del crudo (cP).

De los parámetros incluidos en la ecuación (1), la viscosidad es la que presenta mayor influencia, producto de la gran sensibilidad de este parámetro ante variaciones en la temperatura. En la Figura 2 se muestra la variación de la velocidad de asentamiento con la temperatura en términos del factor de Stokes ( $f_s = V_s/r^2$ ) para crudos de distintas gravedades API. Como puede verse, el

efecto de la variación en la temperatura y la gravedad API en el factor de Stokes es drástico para crudos muy viscosos, lo que da lugar a diferencias de varios órdenes de magnitud en la velocidad de sedimentación cuando se considera una pequeña variación en la gravedad API o si se incrementa la temperatura.



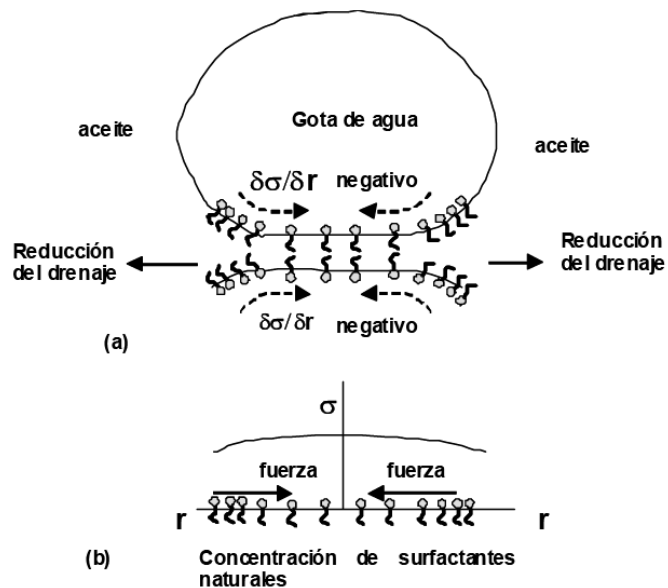
**Figura 2. Variación del factor de Stokes con la temperatura y la gravedad API.**

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.

Una vez que dos gotas se acercan, se produce una deformación de su superficie (adelgazamiento del orden de 0,1 micras o menos) y se crea una película de fluido entre las mismas, con un espesor alrededor de 500 Å.

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 3 (a) y (b).



**Figura 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.**

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

desemulsificantes son adsorbidas en los espacios dejados por los surfactantes naturales en la película, Figura 4 (a) y (b).

Por la variación de la tensión interfacial con el tiempo, la tasa de adsorción de los desemulsificantes en la interfase crudo/agua es más rápida que la de los surfactantes naturales del crudo. Cuando la película llega a ser muy delgada y debido a la proximidad de la fase dispersa, las fuerzas de atracción de Van der Waals dominan y ocurre la coalescencia.

Toda vez que ocurre el acercamiento de las gotas se pueden presentar varios tipos de interacciones entre ellas que retrasen o aceleren el drenaje de la película. Por ejemplo, cuando las gotas poseen en la interfase una carga eléctrica, su acercamiento está inhibido por una repulsión de tipo eléctrico.

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 (SALAGER, 1987B).



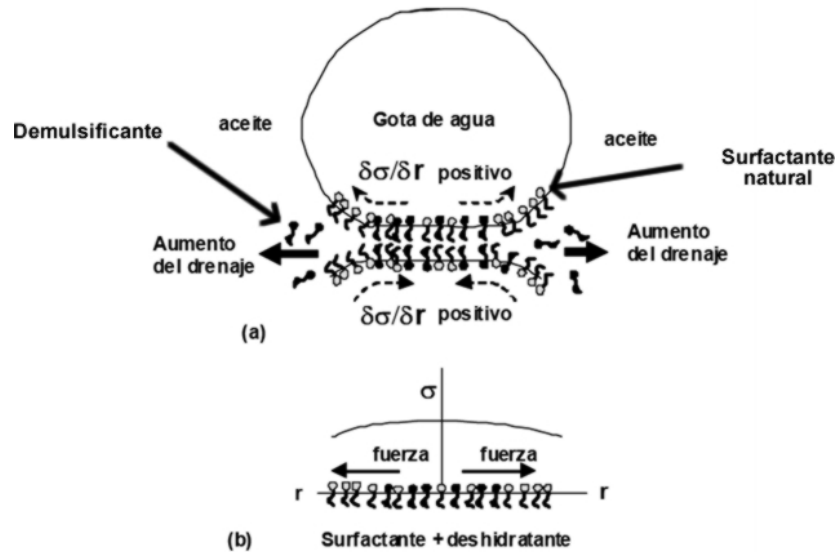


Figura 4. (a) Ilustración esquemática de la adsorción del surfactante deshidratante en la superficie libre de la película. (b) Efecto de la concentración superficial del surfactante natural y las moléculas de deshidratante sobre la variación de la tensión interfacial en el interior de la película drenada.

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 continua entre las dos gotas. Esta etapa puede considerarse como instantánea respecto a las dos primeras etapas.

Los procesos de deshidratación utilizan efectos físicos destinados a aumentar la velocidad de la primera etapa, tales como el calentamiento, que reduce la viscosidad de la fase externa y aumenta la diferencia de densidad entre los fluidos; ó un aumento de la cantidad de fase interna (reduce el recorrido promedio de cada gota antes del contacto con otra).

También es posible usar fuerzas diferentes a la gravedad natural para aumentar la velocidad de contacto y/o el tamaño de la gota: gravedad artificial por centrifugación (VOLD, 1962), fuerzas capilares con filtros coalescedores (SPIELMAN, 1962) o fuerzas electrostáticas (COTTRELL, 1911).

El rompimiento de la emulsión depende de las siguientes propiedades (SALAGER, 1987B):

- Tensión interfacial.
- Viscosidad de la fase externa.
- Tamaño de las gotas.
- Relación de volumen de fases.
- Temperatura.
- pH.
- Envejecimiento de la interfase.
- Salinidad de la salmuera.
- Tipo de aceite.
- Diferencia de densidad.
- Presencia de cationes.

## **MÉTODOS DE TRATAMIENTO PARA LA DESHIDRATACIÓN**

Dependiendo del tipo de aceite y de la disponibilidad de recursos se combinan cualquiera de los siguientes métodos típicos de deshidratación de crudo: químico, térmico, mecánico y eléctrico. En general, se usa una combinación de los métodos térmicos y químicos con uno mecánico o eléctrico para lograr la deshidratación efectiva de la emulsión W/O.

La selección y preparación del tipo de desemulsionante debe coincidir con el recipiente de tratamiento de la emulsión. Los tanques de lavado que tienen largo tiempo de retención (8-24 horas), requieren desemulsificantes de acción lenta. Por otro lado, los tratadores-calentadores y las unidades electrostáticas con corto tiempo de retención (15-60 minutos) requieren desemulsificantes de acción muy rápida. Problemas como precipitación de parafinas en climas fríos, incremento de sólidos, adición de compuestos químicos para estimulación de pozos, pueden requerir el cambio del desemulsionante inyectado en línea (MARFISI, 2004).

### **TRATAMIENTO QUÍMICO**

Los compuestos químicos desemulsificantes son agentes activos de superficie, similares a los emulsificadores. Los desemulsificantes tienen tres acciones principales:

- Fuerte atracción hacia la interfase aceite-agua; ellos deben desplazar y/o neutralizar a los emulsificadores presentes en la película de la interfase.
- Floculación: neutralizan las cargas eléctricas repulsivas entre las gotas dispersas, permitiendo el contacto de las mismas.

- **Coalescencia:** permiten que pequeñas gotas se unan a gotas más grandes que tengan suficiente peso para asentarse. Para esto se requiere que la película que rodea y estabiliza las gotas sea rota.

Una teoría tradicional acerca de cómo trabajan los desemulsificantes, es que ellos “neutralizan” a los agentes emulsificadores; en otras palabras, rompen las emulsiones W/O, sin embargo un solo compuesto químico no puede proveer las tres acciones requeridas anteriormente citadas, por lo que los desemulsificantes comerciales son una mezcla de varios desemulsificantes básicos (30-60 %) más la adición de solventes adecuados, tales como nafta aromática pesada, benceno, tolueno o alcohol isopropílico para obtener un líquido que fluya a la menor temperatura esperada (LAURIER, 1992).

La concentración de desemulsificante es importante en la deshidratación del petróleo debido al efecto que produce en la tensión interfacial de las fases. Estudios reportados muestran que a altas concentraciones pueden invertir las fases provocando con ello la emulsificación. Por otro lado, a bajas concentraciones se producen resultados similares (SONTANG, 1972).

#### **TRATAMIENTO GRAVITACIONAL (PRIEGO, 2002)**

El asentamiento gravitacional se lleva a cabo en grandes recipientes llamados tanques, sedimentadores, tanques de lavado, “gun barrels” y eliminadores de agua libre

Los eliminadores de agua libre son utilizados solamente para remover grandes cantidades de agua libre, la cual es agua producida en la corriente, pero que no está emulsionada y se asienta fácilmente en menos de 10-20 minutos. El agua es removida por la fuerza de gravedad y esta remoción provoca ahorros en el uso de combustible

de los calentadores. Los eliminadores de agua libre (EAL), no son lo mejor ya que ellos solo remueven el agua libre.

Otro sistema que es muy importante mencionar son los tanques de lavado o comúnmente llamados “Gun Barrels”; estos recipientes usualmente operan con media parte de agua y la otra parte lo cubre el aceite, la alimentación de crudo se realiza por la parte inferior por medio de distribuidores de tal manera que el agua que viene con el aceite entre en contacto con el agua del recipiente para que la coalescencia del agua se lleve a cabo, y por la parte superior, está la salida de aceite limpio cumpliendo con especificaciones de sal y de contenido de agua.

#### **TRATAMIENTO TÉRMICO**

Los tratadores-calentadores pueden ser de tipo directo e indirecto en función de la forma en que se aplica el calor.

En general el calentamiento ya sea de tipo directo o indirecto tiene las siguientes ventajas:

- Reduce la viscosidad de la fase continua: un incremento en la temperatura de 10 °F baja la viscosidad de la emulsión por un factor de 2.
- Incrementa el movimiento browniano y la colisión de las gotas de agua para su coalescencia.
- Incrementa la diferencia de densidad entre la salmuera y el crudo.
- Promueve una mejor distribución del desemulsificante.
- Disuelve las parafinas cristalizadas que le dan estabilidad a las emulsiones.

- Debilita la película de emulsificante que rodea a las gotas de agua.

#### TRATAMIENTO ELECTROESTÁTICO

Aunque puede existir cierto predominio de tamaño de gota en una emulsión (distribución gaussiana) el mismo no es uniforme. Entre las simplificaciones que se acepta al plantear la ecuación de Stokes, existen dos como son el que dicha ecuación se aplica a partículas de forma esférica y que se asume que sólo sedimenta un solo tamaño de gota en el tanque. Sin embargo la velocidad de asentamiento por gravedad es muy lenta, tal como se expone en la Ley de Stokes. Por ejemplo una gota de agua de 20 micras de diámetro en un crudo de 33 °API a 100 °F y una viscosidad de 6.5 cP se asienta a una velocidad de 0.07 ft/hr.

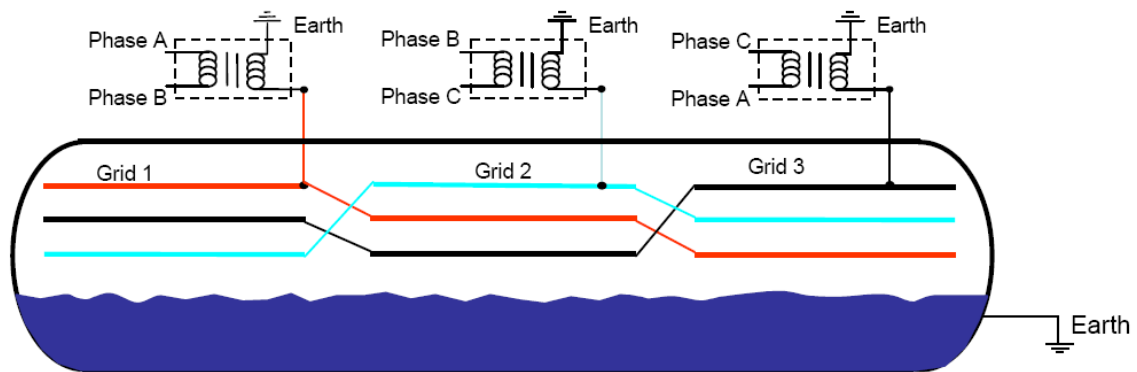
Es importante hacer notar que la molécula de agua es polar, por lo tanto, un campo eléctrico incrementa la coalescencia de las gotas dispersas en el aceite, por dos mecanismos que actúan simultáneamente:

- Sometidas a un campo electrostático, las gotas de agua adquieren una carga eléctrica neta.
- La distribución al azar de las gotas de agua en el seno del aceite, al pasar por el campo electrostático se alinean con su carga positiva orientada al electrodo cargado (negativo).

Esta fuerza ocasiona que la gota cargada migre hacia el electrodo de carga opuesta y se inicie entonces el contacto con otras gotas, permitiendo la coalescencia (PRIEGO, 2002).

Estas fuerzas de atracción electrostática pueden ser mucho más grandes que la fuerza de gravedad presente. La relación de fuerza electrostática con la fuerza de gravedad es de aproximadamente de 1000 para gotas de agua de 4 micras de diámetro

en crudo de 20° API expuesto a un gradiente eléctrico típico de 5 Kv/in. Un tratador horizontal electrostático de corriente alterna (AC) muy eficiente utiliza tres transformadores AC como se muestra en la Figura 5. La alimentación pasa a través de un distribuidor a un baño de agua para la coalescencia de las gotas de mayor tamaño. Las parrillas de electrodos de alto voltaje están localizadas en la parte superior del recipiente, arriba de la interfase agua-aceite. En caso que el nivel del baño de agua esté tan alto que alcance a los electrodos se produce un violento cortocircuito, por lo que esto debe ser evitado para la correcta operación del tratador (PRIEGO, 2002).



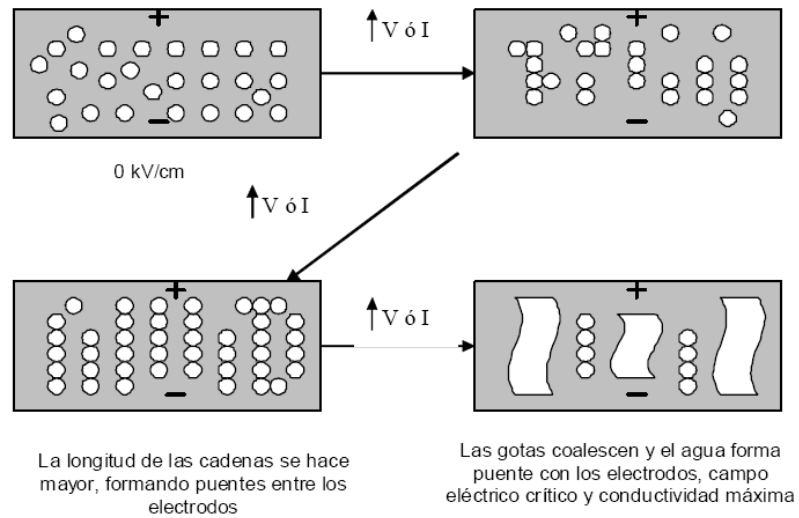
**Figura 5. Deshidratador electrostático AC de tres transformadores (Proceso de corriente alterna de campo profundo).**

Se puede explicar el proceso de la electrocoalescencia de la siguiente manera (TAYLOR, 1988):

- Un período inicial durante el cual ocurre el alineamiento de las gotas en cadena como si fuera un rosario;
- Un período en el cual las cadenas de gotas de gran longitud forman un puente entre los electrodos, ocasionando un incremento en la conductividad de la emulsión;
- Un punto en el cual la conducción de corriente alcanza un máximo; y

- Una región caracterizada por una conductividad altamente errática, eventualmente disminuye a cero, como consecuencia de la disminución del nivel de agua en la emulsión debido al progreso de coalescencia de las gotas.

El proceso inicial es capacitivo, resultando quizás de la conducción superficial en las gotas de agua que se tocan, más que de la conducción a través de las gotas. Esta fase inicial es influenciada por factores como: viscosidad de la fase aceite, volumen de la fase dispersa y voltaje aplicado. En la última región la conducción ocurre a través de las gotas (coalescencia), y la duración de esta zona se ve afectada por el voltaje aplicado y la presencia de aditivos químicos; a mayor voltaje o mayor concentración de desemulsificante, más rápida es la deshidratación. En la Figura 6 se ilustra esquemáticamente el proceso de electrocoalescencia.



**Figura 6. Esquema del proceso de electrocoalescencia.**



**EQUIPOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR. (FERNÁNDEZ, 2002)**

El intercambiador de calor es un equipo de transferencia de calor empleado en procesos químicos con la finalidad de intercambiar calor entre dos corrientes de un proceso. Cuando se desea calentar un fluido, se emplean calentadores haciendo uso de vapor de agua, o en el caso de refinerías de petróleo, el aceite caliente recirculado cumple la misma función. Los enfriadores cumplen funciones opuestas a la anterior, empleándose agua y aire como medios principales de refrigeración.

**TIPOS DE INTERCAMBIADORES DE CALOR**

Dentro de la gran variedad existente se establecerán las características de los siguientes tipos de acuerdo a su estructura:

- Intercambiadores de tubo y carcasa.
- Intercambiadores de placas paralelas.

INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBO Y CARCASA

Su principal ventaja es la versatilidad que pueden adoptar, ya que se acomodan a las necesidades del proceso muy fácilmente mediante la elección de sus componentes: longitud, número y diámetro de tubos. En la Figura 7 se muestran los elementos característicos de este tipo de intercambiadores.

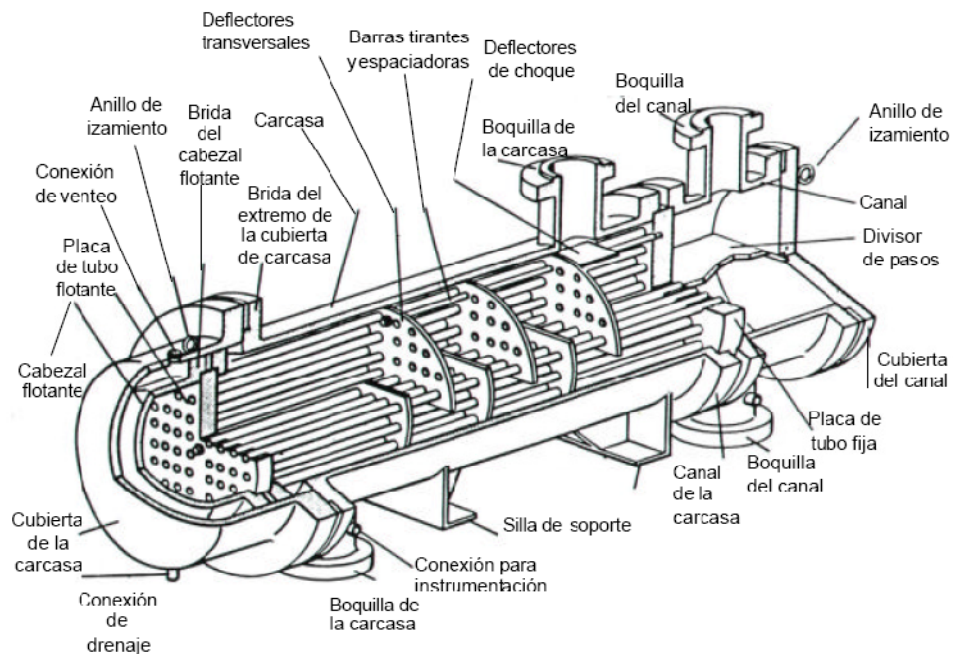
Este tipo de intercambiadores de calor se compone de tres partes principales: carcasa o envolvente, haz de tubos y cabezales. Los cabezales sirven para dirigir el fluido que está destinado a pasar por el lado de los tubos, sirviendo así de canalizador para la entrada, para la salida, para la entrada y salida, o para el retorno, según el número de pasos por los tubos que tenga el intercambiador.

Los cabezales tienen unos componentes implícitos de gran importancia, como los son los espejos, los cuales se encuentran en pares (dos por cada paso de tubo) y

sirven para sujetar, en un arreglo dado, los tubos. A su vez, éstos son las fronteras físicas que separan a los cabezales del resto del cuerpo y de igual forma, separan el fluido que ingresa a los tubos o que sale de ellos, del fluido que va por el lado de la carcasa.

Los tubos constituyen la otra frontera que separa a los dos fluidos y particularmente es el medio para uno de los flujos.

En el interior de un intercambiador de calor, los fluidos pueden transferir calor fluyendo en direcciones opuestas en sus respectivos lugares de circulación a lo largo del intercambiador, conociéndose este caso como flujo en contracorriente. Si el recorrido lo efectúan en la misma dirección se dice que circulan en flujo paralelo.



**Figura 7. Principales elementos de un intercambiador de calor de tubo y carcasa.**

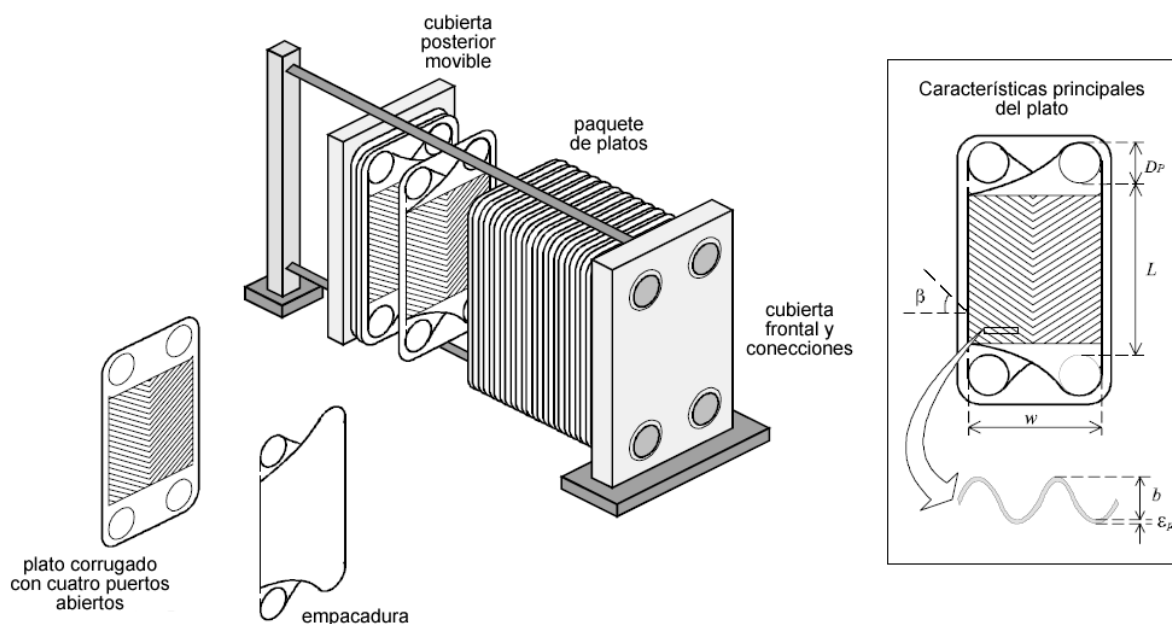
Para el diseño de este tipo de intercambiadores debe tenerse en cuenta:

- Los coeficientes globales de transferencia de calor obtenidos para estos equipos son, por lo general, más bajos que los obtenidos con cualquier otro equipo, por lo tanto el área de transferencia de calor que debe emplearse debe ser mayor. Debe entonces verificarse el factor económico y de espacio que pueda presentarse para el caso particular.
- El fluido que circula por los tubos puede configurarse a un sólo paso (en contracorriente para obtener mayor eficiencia) o más de un paso siempre y cuando sea un número par. Para el último caso se tiene un proceso menos eficiente ya que se considera para el diseño un factor que multiplica a la diferencia de temperaturas que es menor a la unidad. Modificando el número de paso por los tubos, así como también el diámetro y longitud de los tubos puede alcanzarse el máximo coeficiente convectivo sin exceder, por supuesto, la caída de presión para el caso particular. Por razones de transporte y de limpieza mecánica se tiende a emplear tuberías de ½” de diámetro como mínimo y de 40 pies de longitud como máximo.
- En lado de la carcasa puede obtenerse el valor óptimo de coeficiente convectivo a través de la variación del número y/o corte de los deflectores, la cual hay que estudiarla muy bien ya que presenta fuertes limitaciones; así como también dividir el flujo, entre otras.

#### INTERCAMBIADORES DE PLACAS PARALELAS

Se utilizan en ocasiones como sustitutos de los intercambiadores de carcasa y tubo. Por lo general, los coeficientes de transferencia de calor obtenidos son mayores que los de tubo y carcasa. Sin embargo, tiene como limitante la temperatura y presión máxima de operación. Además de altos coeficientes de transferencia de calor, son de fácil limpieza.

En general consisten en un conjunto de placas rectas paralelas acopladas unas a otras mediante juntas generalmente de material elastómero. Para dar mayor turbulencia al fluido las placas tienen canales estampados. Todo el conjunto está unido mediante un bastidor. En la Figura 8 se muestran los elementos característicos de este tipo de intercambiadores.



**Figura 8. Características principales de los intercambiadores de placas.**

La presión de operación está limitada entre 4 y 16 atm para la mayoría de los casos; y que podría llegarse, en casos excepcionales a 21 atm. La temperatura de operación se ve limitada por el material de la juntas; por debajo de 130 °C existe una gran cantidad de elastómeros que pueden resistirla. Para temperaturas más elevadas el costo de la juntas se hace tan alto que podría justificar el empleo de otro intercambiador. Este equipo es fácilmente desmontable, lo que permite además de limpiarlo con facilidad, el incremento de la superficie de transferencia de calor de manera más fácil al añadirse más placas al conjunto.

Los dos factores que ejercen mayor influencia sobre los elastómeros son: la temperatura y los disolventes. Si se opera a temperaturas moderadas puede calcularse entre 3 años de vida o quizás más si los fluidos no son disolventes. Debe tratarse en la medida de lo posible utilizar el menor número de juntas posibles, así como también un solo tipo de junta por placa empleada y de ser posible el mismo tipo de junta para todo el conjunto.

### **ESTABILIZACIÓN DEL CRUDO. (CLEMENTE, 2003)**

La propiedad física principal relacionada con la estabilización, es la presión de vapor, la cual se debe al movimiento de las moléculas del gas. El metano tiene una presión de vapor más alta que cualquier otro hidrocarburo, por eso ejerce una mayor presión dentro de un separador. El movimiento molecular de los hidrocarburos con ocho o más átomos de carbono es muy lento, por lo que ejercen presiones pequeñas dentro de un separador.

El crudo es almacenado en tanques atmosféricos antes de enviarse a la refinería, si el crudo contiene cantidades significativas de componentes volátiles, parte de ellos pueden vaporizarse en los tanques de almacenamiento dando como resultado una pérdida de productos, y un peligro latente debido a que se crea una atmósfera explosiva por la liberación del gas.

Cualquier líquido en un recipiente abierto, hierve cuando es calentado a un nivel tal que su presión de vapor es la presión atmosférica. Inversamente, un líquido no hierve mientras que su presión de vapor es menor que la presión atmosférica. De este modo, si la presión de vapor del crudo es inferior a la presión atmosférica, no presentará evaporación.

### **PRESIÓN DE VAPOR REID**

Desde hace años, se desarrolló una prueba de presión con el nombre de *Presión de Vapor Reid (RVP)*, la cual es el procedimiento de prueba para determinar la presión de vapor del crudo, condensados, gasolinas y otros productos del petróleo que se almacenan en tanques atmosféricos.

El objetivo de la RVP fue proporcionar un medio para determinar si un hidrocarburo líquido almacenado en un tanque atmosférico, vaporizará o no cuando su temperatura se eleve a 100°F (37,8°C). Este valor de temperatura se seleccionó como una temperatura probable para el tanque de almacenamiento que podría esperarse en los meses de verano.

### **SEPARADORES GAS – CRUDO**

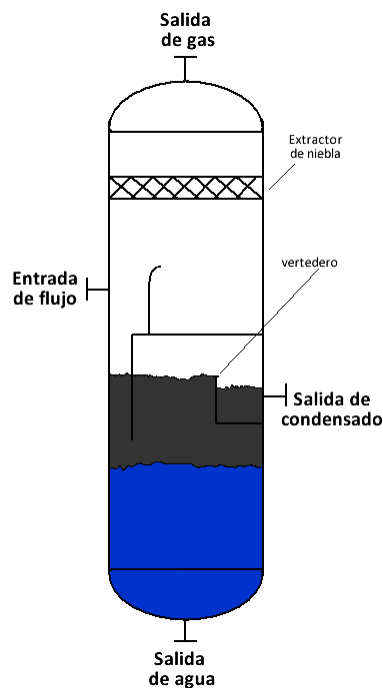
Para llevar el crudo a las condiciones deseadas de presión de vapor, es necesario separar la mayor cantidad de gas que se encuentre disuelto en la corriente de crudo, lo cual se logra introduciendo el crudo en separadores gas-crudo a las condiciones de presión y temperatura adecuadas para lograr dicha separación.

Los separadores usados para lograr una la presión de vapor deseada se encuentran los separadores bifásicos (gas – líquido) y separadores trifásicos (gas-agua-crudo).

Los separadores bifásicos se dividen en horizontales, verticales y esféricos. En estos separadores el fluido entra al separador y choca con el deflector interno causando la separación, a esto se le llama la separación inicial del líquido y vapor, la fuerza de gravedad causa que el líquido se vaya hacia el fondo y el gas vaya hacia el domo del recipiente. La recolección de líquido en el fondo provee un tiempo de retención del cual ayuda a que los gases y líquidos encuentren el equilibrio a una presión.

Los separadores trifásicos se dividen en horizontales y verticales. En estos el fluido entra y choca con el deflector para llevar a cabo una separación rápida y eficiente, en la mayoría de los diseños el deflector tiene un bajante que conecta el flujo del líquido debajo de la interfase gas-aceite y la proximidad de la interfase aceite-agua. La sección del colector de líquido del tanque provee suficiente tiempo para que el aceite y el agua se separen por gravedad, como el agua libre es más pesada, ésta queda en el fondo del recipiente.

Como se observa en la Figura 9, el vertedero mantiene el nivel de aceite, la válvula de control de nivel se acciona cuando éste está en un nivel apropiado y manda la señal neumática a la válvula para que se abra y cuando baja el nivel, la válvula controladora de nivel se cierra, de igual manera se opera la de nivel de agua. El gas, sin embargo, fluye en dirección a un extractor de niebla, que su función es no dejar pasar partículas de agua, el cual al llegar a una presión mayor que la del tanque, esta se abre y mandar el flujo hacia la siguiente etapa.



**Figura 9. Esquema de un separador trifásico.**

**BOMBAS DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO. (CASTILLO, 2007)**

Las bombas de desplazamiento positivo guían al fluido que se desplaza a lo largo de toda su trayectoria, el cual siempre está contenido entre el elemento impulsor (puede ser entre otros un émbolo, un diente de engranaje o un tornillo) y la carcasa o el cilindro.

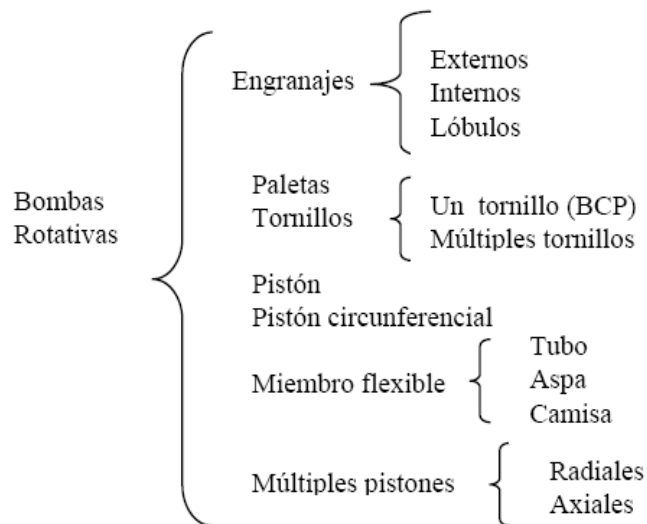
El movimiento del desplazamiento positivo, consiste en el movimiento de un fluido causado por la disminución del volumen de una cámara. Por consiguiente, en una máquina de desplazamiento positivo, el elemento que origina el intercambio de energía no tiene necesariamente movimiento alternativo (émbolo), sino que puede tener movimiento rotatorio (rotor). Sin embargo, en las máquinas de desplazamiento positivo, tanto reciprocantes como rotatorias, siempre hay una cámara que aumenta de volumen (succión) y disminuye volumen (impulsión), por esto a éstas máquinas también se les denomina volumétricas.

En las bombas de desplazamiento positivo siempre debe permanecer la descarga abierta, pues a medida que la misma se obstruya, aumenta la presión en el circuito hasta alcanzar valores que pueden ocasionar la rotura de la bomba

Las bombas pueden clasificarse además dependiendo de la forma en que se desplaza la parte móvil de éstas; si el desplazamiento es rectilíneo y alternado, entonces se llamarán reciprocantes, y si el elemento móvil gira se llamarán rotativas.

Las bombas rotativas se pueden clasificar en diferentes tipos como:



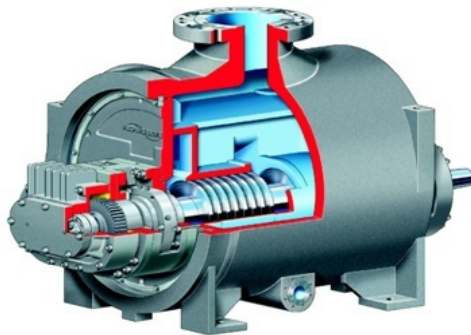


**Figura 10. Clasificación de las bombas rotativas.**

El tipo de bombas estudiadas en este trabajo de grado son las bombas rotativas de tornillo, específicamente las bombas rotativas de doble tornillo las cuales poseen dos tornillos helicoidales que rotan formando cámaras continuas de traslación axial, que transportan el fluido desde la succión hasta la descarga de la bomba.

Son bombas autocebantes que pueden manejar prácticamente cualquier fluido no homogéneo, independientemente de la viscosidad, lubricidad o abrasividad. Generalmente se construyen con tornillos opuestos montados en un mismo eje con el fin de equilibrar los esfuerzos axiales.

La bomba transfiere la energía al fluido atrapándolo en las cavidades y transfiriéndolo desde la cámara de succión a la de descarga. Mientras los bolsillos de fluido atraviesan longitudinalmente el estator, la presión aumenta linealmente hasta que la presión a la salida del estator iguala la presión de descarga.



**Figura 11. Esquema de una bomba de doble tornillo.**

Las bombas rotativas no crean presión por sí mismas, simplemente transportan una cantidad de líquido de la succión a la descarga. La presión a la descarga es consecuencia de la resistencia al flujo del lado de descarga.

### **DESCRIPCIÓN DE LAS UNIDADES QUE CONFORMAN EL TREN DE PRODUCCIÓN. (SINCOR, 2006)**

Las instalaciones de proceso en la Estación Principal están divididas en dos trenes paralelos de igual capacidad para procesar el crudo entrante.

Cada tren está diseñado para procesar 105.000 barriles estándar por día de crudo con un GOR (relación gas/petróleo) de 250 y el contenido de agua asociado al crudo.

El flujo multifásico proveniente de las macollas hacia la Estación Principal a través de las líneas troncales, es dividido en el múltiple de producción y enviado a dos trenes idénticos e independientes que operan en paralelo. En la Figura 9 se presenta un esquema de la Estación Principal.

Se inyecta antiespumante y desemulsificante a la entrada de cada tren de producción. Los fluidos provenientes del múltiple, entran en las Trampas de Gas,

operando a 50°C y 6 barg, se inyecta desemulsificante en cada entrada de las líneas individuales para ayudar a la separación del gas.

Las Trampas de Gas son separadores de dos fases que operan a 25-50°C y 6 barg (capaz de operar a 3.5 barg), cada uno tiene la capacidad de manejar 50% del flujo total de diseño. El gas liberado de las Trampas de Gas va al Depurador de Gas Combustible. Se inyectan inhibidores de corrosión en las líneas de salida de gas para evitar daños a la tubería y al equipo de manejo de gas. El crudo proveniente de las Trampas de Gas es bombeado por las Bombas de Alimentación al Horno, hacia los Separadores de Alta Temperatura (SAT), pasando a través del tren de calentamiento.

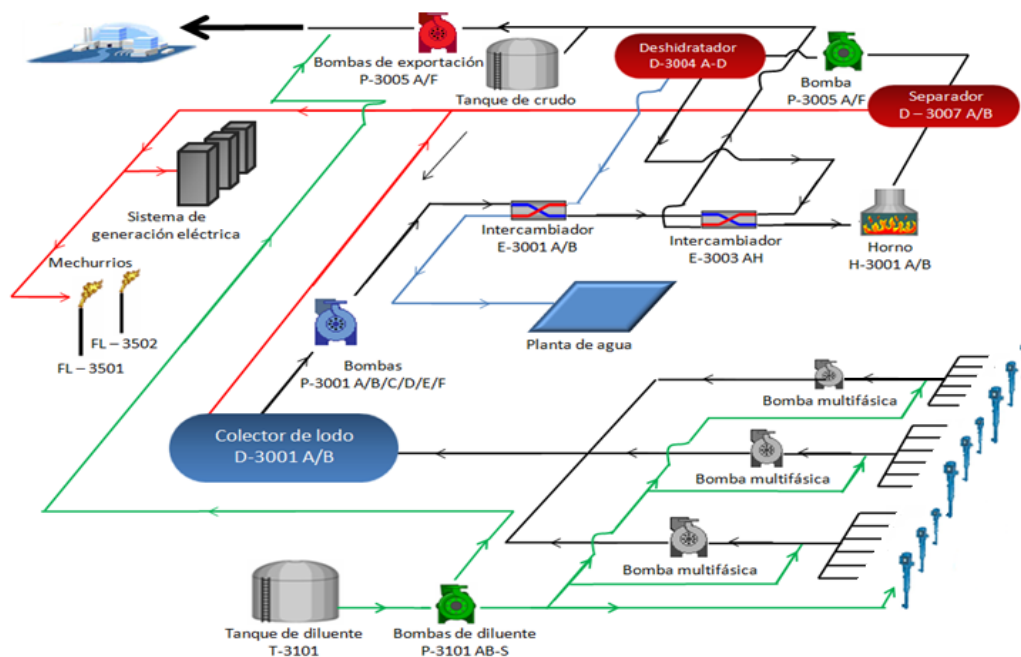


Figura 12. Esquema de la Estación Principal de Flujo de SINCOR, C.A.

Las Bombas de Alimentación al Horno son tres bombas de tornillo para cada Trampa de gas, para operar al 50% de la tasa de flujo total de salida, la tercera bomba

sirve de respaldo. El flujo hacia los SAT es controlado por una línea de reciclo bajo el control de nivel de la Trampa de Gas.

El crudo proveniente de las Bombas de Alimentación al Horno, fluye hacia los Precalentadores de Tubo y Carcasa, donde es calentado en el lado de la carcasa de 26-51°C hasta 56-65°C. Los dos intercambiadores provistos para cada tren trabajan en paralelo. La presión y la temperatura son localmente indicadas a la entrada y a la salida de las corrientes del lado de los tubos y de la carcasa.

Luego el crudo pasa a través de los intercambiadores de placas, donde es calentado desde 56-65°C hasta 93-97°C, los cuatro intercambiadores de placas provistos en cada tren operan en paralelo. La presión y la temperatura son localmente indicadas a la entrada y la salida de ambos lados del intercambiador. El crudo precalentado es calentado mucho más en los espirales de la zona radiante del Horno hasta 140°C y continúa fluyendo hasta los Separadores de Alta Temperatura (SAT).

El combustible principal utilizado por el Horno es Gas Combustible, pero si el suministro disminuye, se puede utilizar Diluyente como combustible alternativo. En los SAT los cuales operan a 140°C y 4.2 barg, se separa el gas adicional producto del calentamiento algún gas disuelto en el crudo caliente, el cual es enviado a los Enfriadores de Vapor de los SAT y al tambor depurador de los SAT y posteriormente es enviado al sistema de Gas Combustible. La unidad de SAT es la que permite alcanzar la estabilización (presión de vapor) de especificación del crudo a ser exportado.

El crudo caliente desde el SAT es bombeado por las Bombas de Deshidratación hacia los Deshidratadores de Crudo. Las Bombas de Deshidratación son tres bombas verticales por tren, dos operando al 50% del líquido total de salida de los SAT y la tercera se mantiene en reserva.

En los Deshidratadores de Crudo, operando a 140°C y 7 barg, el agua libre es removida y las partículas de agua encapsulada coalescen por la combinación de un químico demulsificante y un potencial electrostático aplicado a las rejillas internas, permitiendo que el crudo llegue al 2% de contenido de agua máximo (valor de diseño) requerido por las especificaciones, pero las operaciones en la Estación buscan lograr un contenido de agua del 1% de acuerdo a los requerimientos del Mejorador.

El nivel de agua en los deshidratadores es mantenido a través de un control del nivel de la interfase que controla la cantidad de agua producida descargada por el fondo del Deshidratador. Las gotas de agua que han coalescido se posan sobre la fase de agua mientras que el crudo seco fluye fuera por la parte superior del deshidratador y es enfriado hasta 89°C por el crudo entrante a los intercambiadores de placas y fluye hacia la succión de las Bombas de Exportación de crudo.

En la línea de succión de las bombas, si se requiere, se añade diluyente (Nafta) para ajustar la gravedad API. Las bombas de exportación son bombas centrífugas, dos operando al 50% del flujo total de las líneas y la tercera queda de respaldo. El crudo es llevado hacia la Estación de Bombeo en Zuata, para luego ser enviado a través del Oleoducto de Sinergia (oleoducto compartido de exportación) hasta Mejorador en Jose.

El agua producida caliente que sale del fondo de los deshidratadores es enviada a los Aeroenfriadores de Agua, y de allí hacia la zona de los tubos de los intercambiadores de tubo y carcasa para ser enfriada hasta 70°C. Los Aeroenfriadores de Agua arrancan solamente cuando la temperatura del crudo a la salida de los intercambiadores de placas aumenta sobre la temperatura permitida de exportación y la temperatura a la entrada de los precalentadores de tubo y carcasa Agua/Crudo se encuentra sobre los 35°C. El agua es luego enviada a la Planta de Tratamiento de Agua Producida (PTAP).

## **CAPÍTULO III**

### **METODOLOGÍA EXPERIMENTAL**

La metodología experimental de este trabajo consistió en una serie de pruebas de campo en uno de los trenes de producción de la Estación Principal de Flujo de Sincor C.A. para el análisis del proceso de deshidratación del crudo a diferentes temperaturas. Para dichas pruebas de campo se necesitó de la realización de un procedimiento detallado que llevó por nombre *Protocolo de Pruebas* (ver Anexo 1), bajo el cual se llevaron a cabo las operaciones en la Estación Principal de Flujo.

La metodología se dividió en operacional, analítica experimental y el análisis de datos obtenidos mediante paquetes computacionales.

Los diversos pasos que se siguieron para cumplir y desarrollar la metodología que permite cumplir con los objetivos de este trabajo se describen a continuación:

#### **METODOLOGÍA OPERACIONAL**

##### **FAMILIARIZACIÓN CON EL TREN DE PRODUCCIÓN**

Fue necesario una previa comprensión del funcionamiento de las unidades que conforman el Tren de Producción, lo que se traduce en la vasta revisión de los manuales de operación, la teoría de los fenómenos y procesos presentes en las diversas unidades, así como también la revisión de los Diagramas de Flujo de Proceso, Diagramas de Tuberías e Instrumentación y Hojas de Especificaciones (ver Anexo 2) con lo que se consiguieron las bases necesarias para la realización del *Protocolo de Pruebas*.

### **ELABORACIÓN DEL PROTOCOLO DE PRUEBAS**

Para la realización de las pruebas de campo que permitieron obtener los datos necesarios para el desarrollo de la investigación de este Trabajo Especial de Grado, fue necesaria la creación del *Protocolo de Pruebas*.

Para la correcta elaboración del documento se debió cumplir con los siguientes pasos:

- Definición de objetivos.
- Definición de variables operacionales a tomarse en cuenta durante las pruebas.
- Delimitación de los periodos de duración de las pruebas.
- Realización de análisis de laboratorio.
- Preparación de la logística de contratación laboratorios externo para la realización de los análisis de las muestras que no puedan ser analizadas por el laboratorio de SINCOR, C.A.

### **AUMENTO DE TEMPERATURA**

Para la evaluación del comportamiento operacional de los Deshidratadores Electrostáticos, se realizó primeramente la curva correspondiente del factor de asentamiento de acuerdo a la Ley de Stokes (ecuación 1) de forma de determinar el intervalo de temperaturas para realizar las pruebas.

Se realizaron pruebas con temperaturas entre los 80°C y los 130°C, con saltos de 10°C, variando el punto de ajuste de admisión de gas al horno. El tiempo estimado de cada prueba será de cinco (5) días y estará distribuido de la siguiente manera:

- El primer día se variará la temperatura a razón 2°C por hora hasta alcanzar el próximo nivel de prueba, y durante ese día se esperará a

que se estabilice el sistema y verificará que no se presente ningún problema en ninguna de las unidades del tren de producción.

- El resto de los días se mantendrá la temperatura estable.

Inicialmente se estimaba realizar las pruebas desde 80°C hasta 130°C, sin embargo no se logró obtener una temperatura estable a la salida de los Hornos a la temperatura de 130°C, por lo que se suprimió ese nivel en las pruebas experimentales.

#### **MUESTREO EN LOS DESHIDRATADORES ELECTROSTÁTICOS**

Se tomaron muestras de líquido de los 6 pases laterales (tomamuestras) de las unidades deshidratadoras cada tres (3) horas el segundo día de la prueba y los restantes tres (3) días se tomaron cada cuatro (4) horas.

Así también se tomaron los datos de presión de entrada de líquido (multifásico) y a la salida de crudo de los deshidratadores para compararlos con los datos que son guardados en la base de datos de variables de SINCOR C.A.

#### **MUESTREO EN LAS BOMBAS DE ALIMENTACIÓN AL TREN DE PRECALENTAMIENTO**

Se tomaron datos de presión a la succión y descarga cada tres (3) horas el segundo día de la prueba y los restantes tres (3) días se tomaron cada cuatro (4) horas.

#### **MUESTREO EN LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR**

Se tomaron datos de temperatura y presión a las entradas y salidas de las corrientes de los intercambiadores de tubo y carcasa, así como también de los intercambiadores de placas paralelas, cada tres (3) horas el segundo día de la prueba y los restantes tres (3) días se tomaron cada cuatro (4) horas.



## **METODOLOGÍA DE ANÁLISIS EXPERIMENTAL**

La metodología de análisis experimental se basó en el análisis de laboratorio de todas las muestras, para cada temperatura estudiada, de forma de estimar el porcentaje de agua, tanto agua libre como emulsionada en crudo y la densidad del crudo en diferentes puntos del proceso.

### **ANÁLISIS DE LABORATORIO PARA EL CRUDO**

Los diferentes análisis realizados al crudo fueron los necesarios para determinar si se cumple con el concepto de especificación de calidad del crudo de exportación. La calidad está determinada por el corte de agua presente en el crudo y la densidad del crudo (°API).

#### DETERMINACIÓN DEL CONTENIDO DE AGUA LIBRE EN CRUDO.

Para determinar el contenido de agua en crudos se utilizó el método descrito en la norma ASTM D 4928 (Método de Karl Fisher).

#### DETERMINACIÓN DE LA DENSIDAD DE PETRÓLEO CRUDO

Para determinar la densidad del petróleo crudo se utilizó el método descrito en la norma ASTM D 5002-99 (Analizador digital).

#### DETERMINACIÓN DEL PORCENTAJE DE EMULSIÓN W/O

Para determinar el porcentaje de emulsión agua en crudo se utilizó el método descrito en la norma ASTM D 4007-02 (Centrifugación).

## **METODOLOGÍA DE ANÁLISIS COMPUTACIONAL DE DATOS OBTENIDOS**

Los datos registrados en campo durante la realización de las pruebas fueron comparados con los de la base de datos de la empresa (base de datos PI) en los casos

en que fue posible compararlos, luego de comparados y cumpliendo satisfactoriamente con los valores reportados a las horas de las mediciones se usaron los valores de la base de datos PI para todos los cálculos ya que la base de datos guarda los valores y es completamente detallada en el tiempo lo que ofrece un mejor análisis del comportamiento de los fenómenos.

Luego se elaboraron las tablas definitivas de datos y se procedió a la realización de todos los estudios, cálculos y análisis necesarios para alcanzar los objetivos planteados en este trabajo en los siguientes puntos:

#### **ANÁLISIS OPERACIONAL DE LOS DESHIDRATADORES ELECTROSTÁTICOS**

Para el análisis de los deshidratadores electrostáticos se realizaron gráficas eficiencia de deshidratación (ecuación 6) en función de la temperatura y; comportamiento del porcentaje de agua emulsionada en crudo en función de la temperatura (utilizando los datos obtenidos en la metodología de análisis experimental) donde se analizó el efecto de la temperatura sobre los porcentajes de emulsión y BSW en la corriente de crudo a la salida del deshidratador.

$$E_{deshidratación} = \left(1 - \frac{\%As}{\%Ae}\right) * 100 \quad (2)$$

Donde:

$E_{deshidratación}$ : Eficiencia porcentual del sistema para deshidratar.

$\%As$ : Porcentaje de agua a la salida del sistema de deshidratación.

$\%Ae$ : Porcentaje de agua a la entrada del sistema de deshidratación.

#### **ANÁLISIS DE LA SEPARACIÓN GAS-LIQUIDO**

Para el análisis de cuantificación de la separación gas-líquido se construyó una simulación mediante el uso del paquete de simulación de procesos Pro II de acuerdo a los diagramas de flujo de las unidades de la Estación Principal de Flujo de

SINCOR, obteniendo una representación virtual del estado actual de la operación del Sistema de Deshidratación (ver Anexo 3).

Luego el modelo de simulación fue validado utilizando los datos de las corrientes para la cual fue diseñada la Estación Principal de Flujo y los resultados de todas las unidades.

Después de validada la simulación se ingresaron los datos correspondientes a los flujos, presiones y temperaturas promedios para los días de prueba y seguidamente se analizaron los resultados calculados por el simulador realizando gráficas comparando los datos experimentales, los datos simulados y su desviación en función de las temperaturas de las pruebas.

#### **ANÁLISIS DE LA FLUIDO-DINÁMICA DEL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN**

El análisis de la fluido-dinámica se realizó a través de gráficas utilizando los datos de presión de descarga de las bombas doble tornillo de alimentación al tren de precalentamiento y las presiones a las salidas de los diferentes elementos del sistema de deshidratación así como también los datos del flujo multifásico a través del sistema de deshidratación, obtenidos en la base de datos de la empresa.

#### **ANÁLISIS OPERACIONAL DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR**

El análisis de los intercambiadores de tubos y carcasa, así como de los intercambiadores de placas paralelas, se realizaron desde el punto de los conceptos del factor de aprovechamiento y eficiencia térmica, basándose en el comportamiento que han desarrollado desde el momento de su instalación. Para esto se realizó un software basado en Excel.

FACTOR DE APROVECHAMIENTO: este factor se usó como indicativo de la cantidad efectiva usada del área total de transferencia de calor disponible en el intercambiador.

$$\%F_{AP} = \frac{U}{U_t} \cdot 100 \quad (3)$$

Donde:

$\%F_L$ : porcentaje del factor de limpieza.

$U$ : coeficiente global de transferencia de calor experimental ( $W/m^2 \cdot K$ ).

$U_t$ : coeficiente global de transferencia de calor máximo ( $W/m^2 \cdot K$ ).

EFICIENCIA TÉRMICA: La eficiencia es el porcentaje que representa la relación del desempeño real del equipo con respecto al desempeño ideal (máximo) del equipo. Es el cociente de la diferencia de temperaturas del fluido que va por los tubos (proporcional a la energía intercambiada en forma de calor) sobre la diferencia de temperaturas de entrada (representa la fuerza impulsora para el intercambio de calor).

$$\%Et = \frac{(T_{f2} - T_{f1})}{(T_{c1} - T_{f1})} \cdot 100 \quad (4)$$

Donde  $\%Et$  es la eficiencia térmica del intercambiador.

#### **IDENTIFICACIÓN DE LAS PROPUESTAS DE MEJORAS DEL SISTEMA**

Para identificar las diferentes propuestas de mejoras se usó la simulación construida para la discusión de la separación gas-líquido en donde se analizaron diferentes propuestas y se hallaron las propuestas, técnica y operativamente, más factibles en las actuales condiciones de operación de la Estación Principal de Flujo.

Para poder realizar la identificación de propuestas se debió tomar en consideración las limitaciones de presión y temperaturas de los diferentes elementos del sistema de deshidratación especificadas en sus respectivas hojas de especificación.

## **CAPÍTULO IV**

### **DISCUSIÓN DE RESULTADOS**

A continuación se presentan los resultados y análisis, productos de la evaluación del Sistema de Deshidratación de Crudo de la Estación Principal de Sincor.

Durante el desarrollo de las pruebas, se siguieron los pasos contemplados en el *protocolo de prueba*. Es importante señalar, que el último nivel de pruebas, el perteneciente a una temperatura de 130°C a la salida del tren de precalentamiento no se pudo llevar a cabo ya que no se lograba mantener estable la temperatura de salida del horno, debido a que la válvula de admisión de gas a los quemadores del horno se encontraban al máximo y los cúmulos de agua en la corriente no permitían el control de la temperatura.

#### **DESHIDRATADORES ELECTROSTÁTICOS**

La producción actual de crudo se centra en la extracción de crudo diluido a 17 grados API y para este tipo de crudo el punto de inflexión de la curva del factor de asentamiento de Stokes se presenta a una temperatura aproximada de 155 °C como se puede observar en la Figura N°13 representado por el punto negro sobre la curva.

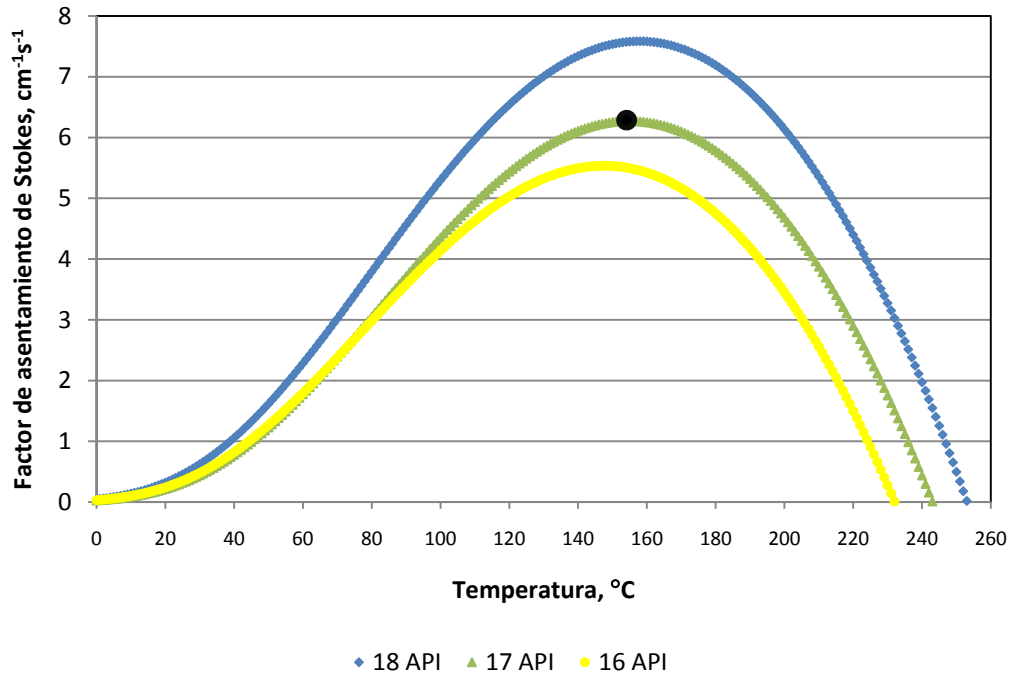


Figura 13. Factor de asentamiento de Stokes para crudos de diferentes grados API.

Es importante conocer este valor, ya que a temperaturas superiores a esta el valor del factor de asentamiento comienza a disminuir, lo que se traduce como una menor velocidad de asentamiento de las gotas, desfavoreciendo teóricamente la deshidratación.

En la siguiente tabla se muestran los flujos de operación para los deshidratadores para cada nivel de prueba realizado.

Tabla 1. Flujos de operación promedio durante las pruebas experimentales en la Estación Principal.

	T (°C)	Gas	Agua	Diluyente	Crudo extrapesado
		sm <sup>3</sup> /h	sm <sup>3</sup> /h	sm <sup>3</sup> /h	sm <sup>3</sup> /h
Operación	80	34804	830	435	1156
	90	34657	857	429	1137
	100	35810	846	438	1149
	110	36107	861	441	1188
	120	35704	881	408	1031

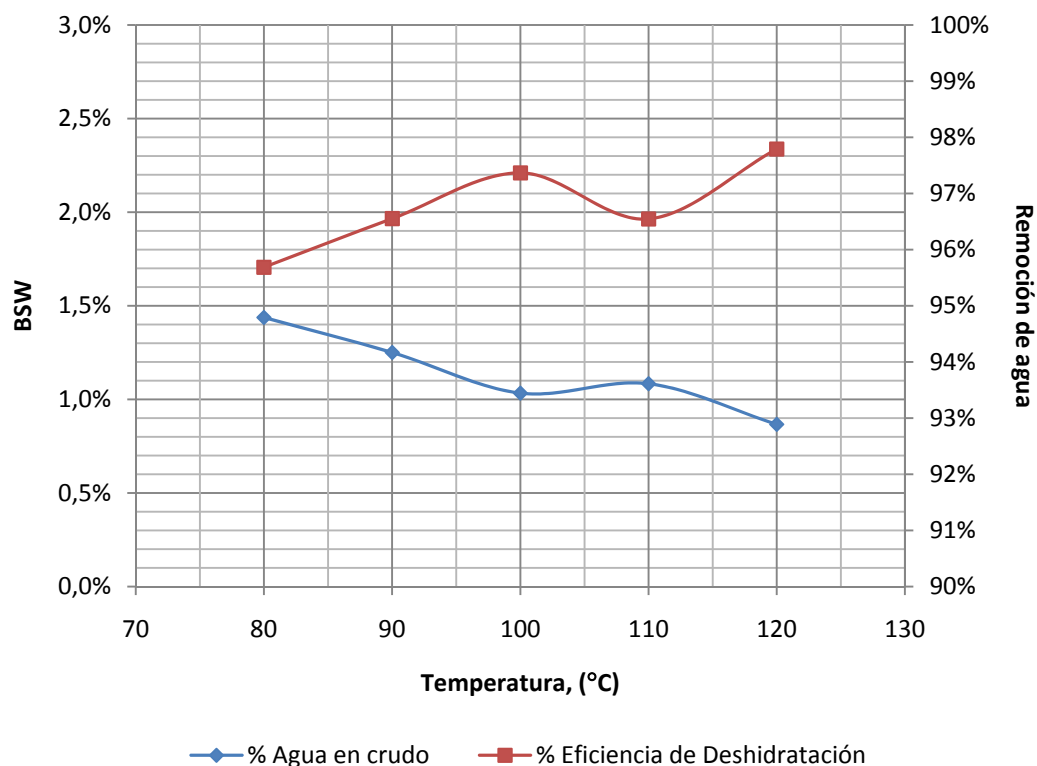
Para las condiciones de operación se obtuvieron los siguientes resultados para la deshidratación:

**Tabla 2. Resultados de los análisis de laboratorio para porcentaje de BSW.**

Temperatura (°C)	% BSW						Eficiencia de Deshidratación
	Entrada			Salida			
	Maximo	Minimo	Promedio	Maximo	Minimo	Promedio	
80	36%	32%	33.33%	2.40%	0.70%	1.44%	95.7%
90	40%	22%	36.25%	3.00%	0.50%	1.25%	96.6%
100	40%	38%	39.25%	1.40%	0.50%	1.03%	97.4%
110	37%	26%	31.38%	1.35%	0.70%	1.08%	96.5%
120	44%	36%	39.25%	1.30%	0.50%	0.87%	97.8%

En la Figura 14, se puede observar la disminución en el porcentaje de agua remanente en el crudo a medida que aumenta la temperatura. Este comportamiento cumple con lo estimado en la Figura 13 en el intervalo de temperaturas para las pruebas, es decir, conforme aumenta la temperatura así mismo aumenta la velocidad de asentamiento promedio de una gota de radio dado.

Así también se puede observar que a todas las temperaturas usadas en las pruebas, la eficiencia de separación se encuentra por encima del 95%, sin embargo, las especificaciones de la Estación Principal requieren que el valor promedio de BSW se encuentre por debajo del 2% aunque el objetivo es mantenerlo por debajo del 1%, siendo este valor alcanzado sólo en las pruebas donde la temperatura de salida del tren de precalentamiento era de 120 °C.



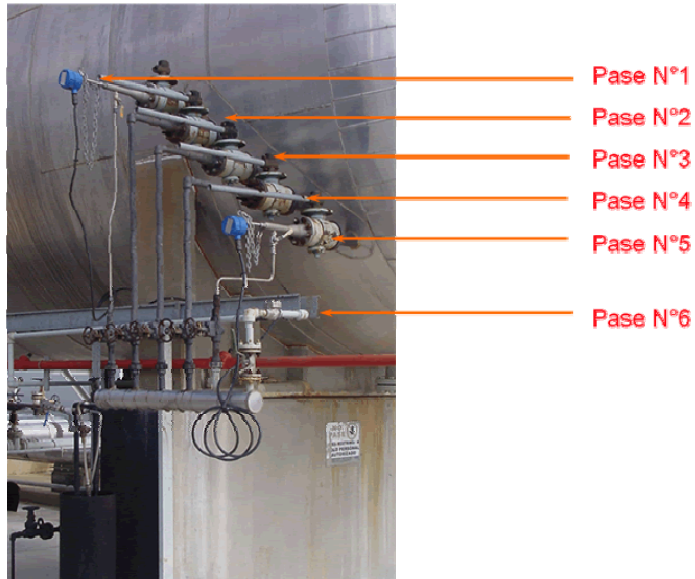
**Figura 14. Comportamiento del porcentaje de BSW promedio a la salida de los deshidratadores electrostáticos.**

Adicionalmente a los análisis de BSW y de emulsión W/O se realizó un análisis de la distribución de la interfase agua-crudo internamente en el deshidratador.

Este análisis es de vital importancia ya que un aumento en el volumen de agua dentro del deshidratador ocasionaría que los transformadores de corriente alterna que alimentan a las rejillas de los deshidratadores electrostáticos entraran en cortocircuito provocando una disminución de la velocidad de asentamiento debido a la ausencia del campo eléctrico.

El análisis de la interfase agua-crudo dentro de los deshidratadores se llevó a cabo mediante determinación del porcentaje de BSW a diversas muestras tomadas de los tomamuestras de interfase que poseen los deshidratadores (Figura 16).





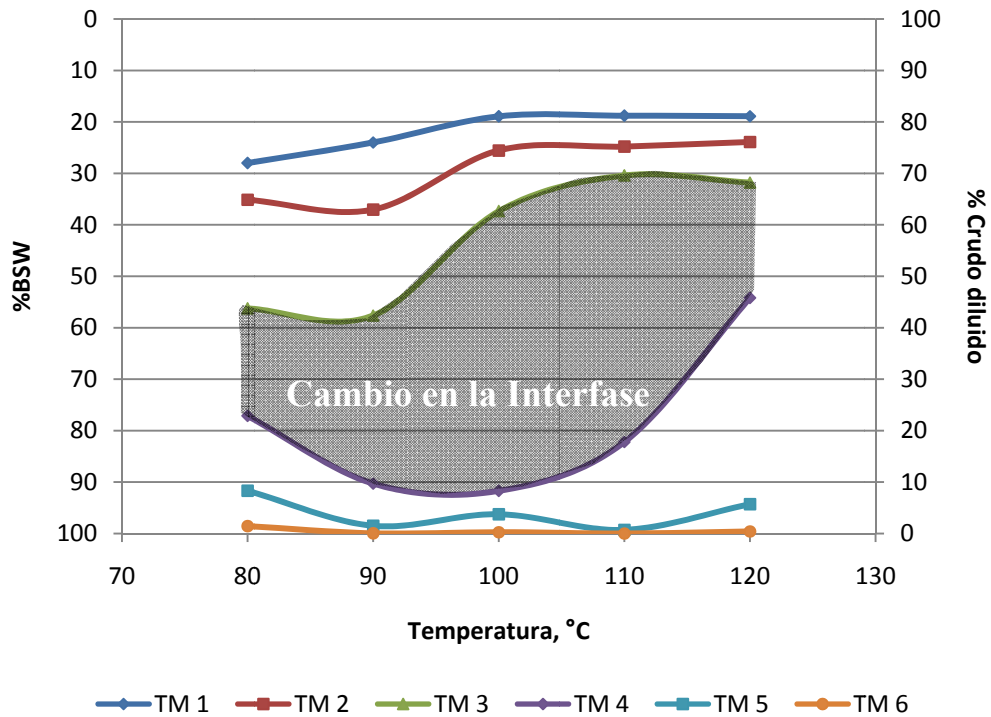
**Figura 15. Posición de los tomamuestras (pases) de interfase de los deshidratadores.**

De las determinaciones de porcentaje de BSW se obtuvieron los siguientes resultados:

**Tabla 3. Resultados del porcentaje promedio de BSW en los tomamuestras de interfase de los deshidratadores.**

		Tomamuestras					
T (°C)		1	2	3	4	5	6
%BSW	80	28.0	35.1	56.3	77.1	91.7	98.6
	90	24.0	37.0	57.6	90.3	98.5	100.0
	100	18.9	25.6	37.3	91.7	96.3	99.7
	110	18.8	24.8	30.4	82.2	99.3	100.0
	120	18.9	23.9	31.8	54.2	94.3	99.6

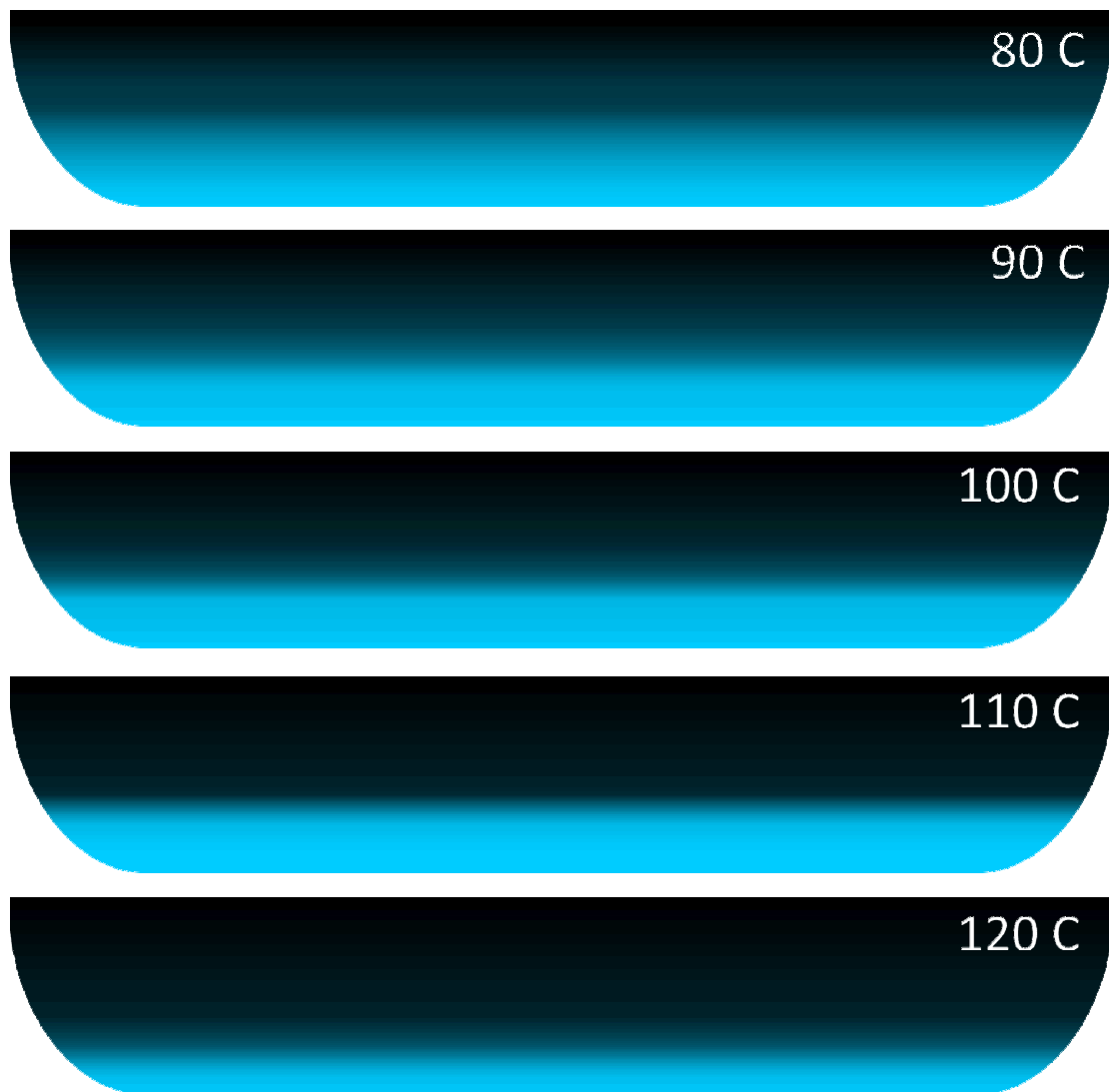
El sistema de control de nivel de los deshidratadores fue diseñado de forma de tener el cambio la interfase agua-crudo entre los tomamuestras 3 y 4 lo cual se puede ver como la zona grisácea en la Figura 16, en la cual se pueden ver representados gráficamente los datos de la Tabla 4.



**Figura 16. Distribución de la interfase agua-crudo dentro de los deshidratadores.**

En la Figura 16 se puede observar que al aumentar la temperatura el porcentaje de BSW en los tomamuestras superiores (Pases 1, 2 y 3) disminuye, lo que se traduce como menor cantidad de agua en las zonas superiores de los deshidratadores.

Demostrativamente se puede analizar el comportamiento de la interfase agua-crudo mediante la Figura 17, la cual fue realizada en un simulador gráfico de composiciones, colocando el porcentaje de BSW respectivo a la altura determinada de cada tomamuestra.



**Figura 17. Representación del comportamiento de la interfase agua-crudo a las temperaturas de prueba.**

Se puede observar en la Figura 17 que a mayores temperaturas se tiene la sección de crudo más cerca del fondo del deshidratador, lo que traería como efecto secundario la posibilidad de tener una mayor cantidad de crudo en la corriente de agua que iría a la Planta de tratamiento de Aguas Producidas.

## SEPARADORES GAS-LÍQUIDO

En la siguiente tabla se presentan las condiciones operacionales y los caudales obtenidos en la separación gas-líquido para los diferentes equipos de separación.

**Tabla 4. Condiciones operacionales y resultados de la separación gas-líquido.**

Temperatura Estimada °C	Separador Bifásico (D-3001B)			Separador Trifásico (D-3009B)		
	Temperatura. Promedio °C	Presión barg	Caudal de gas sm <sup>3</sup> /h	Temperatura. Promedio °C	Presión Barg	Caudal de gas sm <sup>3</sup> /h
80	41.20	5.896	16249	80.36	4.195	1529
90	41.24	5.820	15805	90.27	4.201	1402
100	39.81	5.784	16339	102.04	4.197	1498
110	40.49	5.568	17170	109.04	4.198	1256
120	39.62	5.594	15893	120.41	4.203	1235

Durante la realización de las pruebas no se logró mantener un flujo constante a través del tren producción debido a las condiciones cambiantes y dinámicas del sistema, por lo que el análisis de la separación de gas en el sistema se hizo utilizando la relación entre la cantidad de gas separado en el separador trifásico y la cantidad de crudo diluido que fluye por el tren de producción.

En la Figura 18 se muestra el comportamiento de la relación promedio entre el gas separado en el separador trifásico y el crudo diluido en función de la temperatura. Se puede observar como al aumentar la temperatura, el volumen de gas separado en relación con el volumen de crudo diluido crece ya que al aumentar la temperatura, aumenta a su vez la presión de vapor. Este comportamiento en un sistema a presión constante ocasiona una mayor separación de la fase gaseosa.

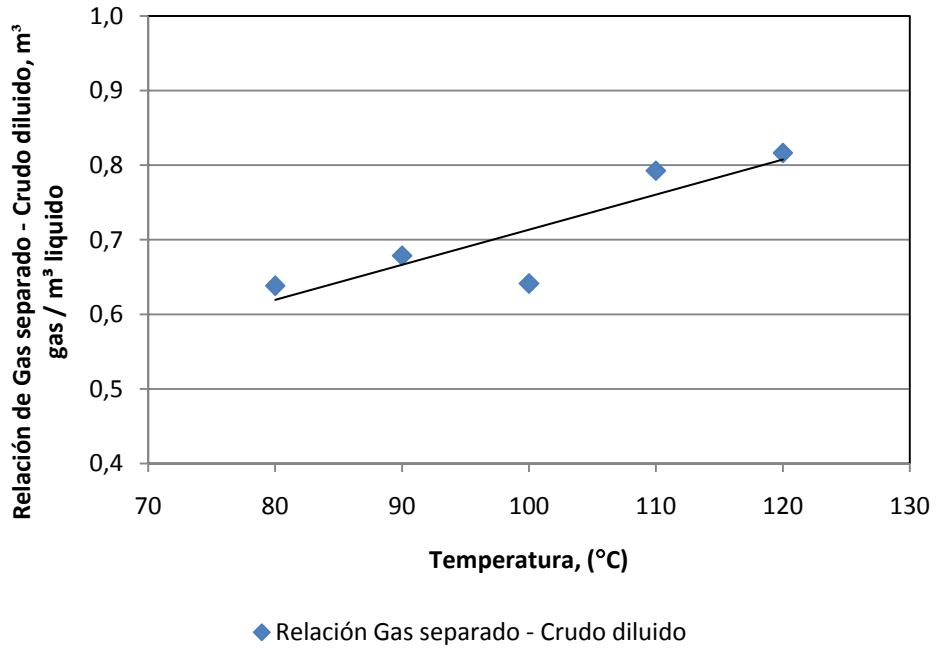


Figura 18. Comportamiento de la relación Gas separado-Crudo diluido.

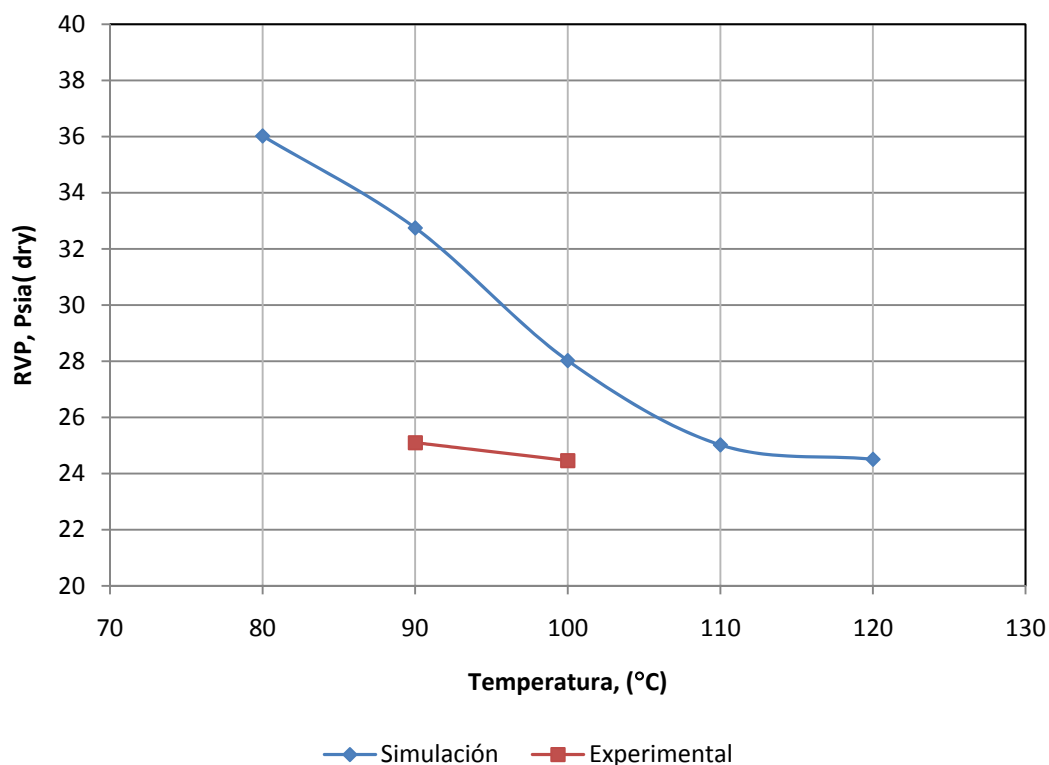
Durante las pruebas experimentales se realizaron dos mediciones, a 90°C y 100°C, para análisis de Presión de Vapor Reid (RVP) las cuales fueron realizadas por un laboratorio certificado. Dichos valores de RVP fueron comparados con los resultados de RVP dados por la simulación para dichas temperaturas en la siguiente tabla:

Tabla 5. Resultados de los análisis de RVP (dry).

Temp. Estimada °C	Presión de Vapor REID Psia		% Desviación
	Simulación	Experimental	
80	36.023	-	-
90	32.747	25.102	23.35
100	28.024	24.461	12.71
110	25.022	-	-
120	24.509	-	-

La desviación entre los datos experimentales y los del simulador pueden venir dados debido a el momento de tomar la muestra ya que en ese momento puede escapar parte del gas presente en el crudo.

En la siguiente figura se pueden ver representados los resultados de la Tabla 5.



**Figura 19. Comportamiento de la RVP para las diferentes temperaturas de operación en el tren de precalentamiento.**

Se puede observar en la Figura 19 que al aumentar la temperatura a la salida del tren de precalentamiento el RVP en el crudo de exportación tiende a disminuir, ya que teóricamente se libera mayor cantidad de gas, por lo que la presión de vapor del crudo diluido disminuye. Actualmente se encuentra operando con un RVP muy por encima del establecido por diseño (11 psia), esto está dado primeramente por el hecho

de estar trabajando a menor temperatura en el Horno que la de diseño (140°C) y que la planta se diseño para un crudo diluido a 16°API y se esta operando con crudo diluido a 17°API, es decir un crudo más liviano.

### **FLUIDO-DINÁMICA DEL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN**

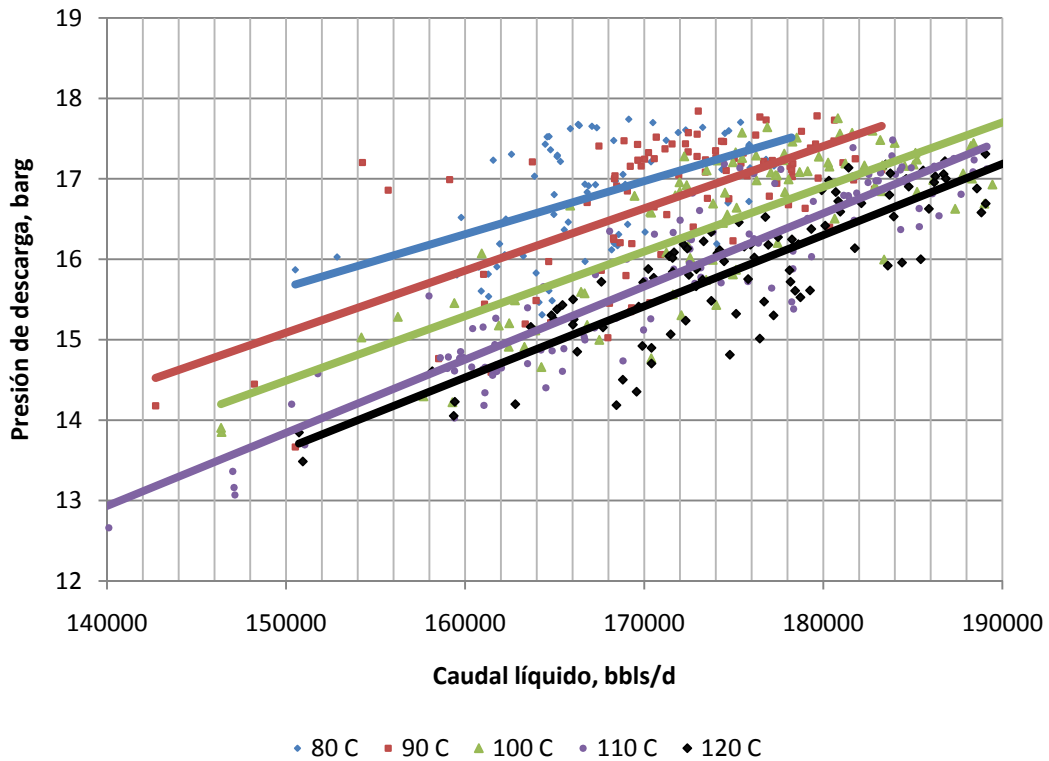
Debido a los cambios de temperatura a la salida del tren de precalentamiento, se verían afectadas las propiedades de transporte de la corriente multifásica afectando así mismo a la caída de presión a través de los equipos y de las tuberías.

Tomando en cuenta que el equipo operacional encargado de transportar el flujo multifásico a través de todo el tren de precalentamiento, son las bombas de doble tornillo ubicadas a la salida del separador bifásico y que dichas bombas están basadas en un funcionamiento en el cual su presión de descarga es igual a la presión de operación del elemento final sumado a la caída de presión desde la bomba hasta el elemento final mas la presión estática a vencer, se realizará el análisis de la fluido-dinámica del sistema basándose en los cambios en la presión de descarga de dichas bombas.

En la Figura 20, donde se muestra el comportamiento de la presión de descarga de las bombas de doble tornillo en función del flujo volumétrico transportado a través del tren de precalentamiento, se puede observar como para un flujo dado la presión de descarga disminuye a medida que se aumenta la temperatura a la salida del Horno.

A pesar de estar ubicado, el Horno, “aguas abajo” de las bombas doble tornillo, la temperatura de la salida del Horno afecta directamente al tren de precalentamiento debido a las siguientes razones:

- El agua separada en el deshidratador electrostático (elemento aguas abajo del Horno) pasa a través de los intercambiadores de tubos y carcasa (elemento agua arriba del Horno).
- El crudo diluido separado en el deshidratador electrostático (elemento aguas abajo del Horno) pasa a través de los intercambiadores de placas paralelas (elemento agua arriba del Horno).



**Figura 20. Comportamiento de la presión de descarga de las bombas doble tornillo en función del flujo volumétrico desplazado.**

Al aumentar la temperatura promedio del flujo multifásico, su viscosidad promedio disminuye, Figura 21, causando menores caídas de presión en los elementos de operación como los intercambiadores de calor y en las tuberías.



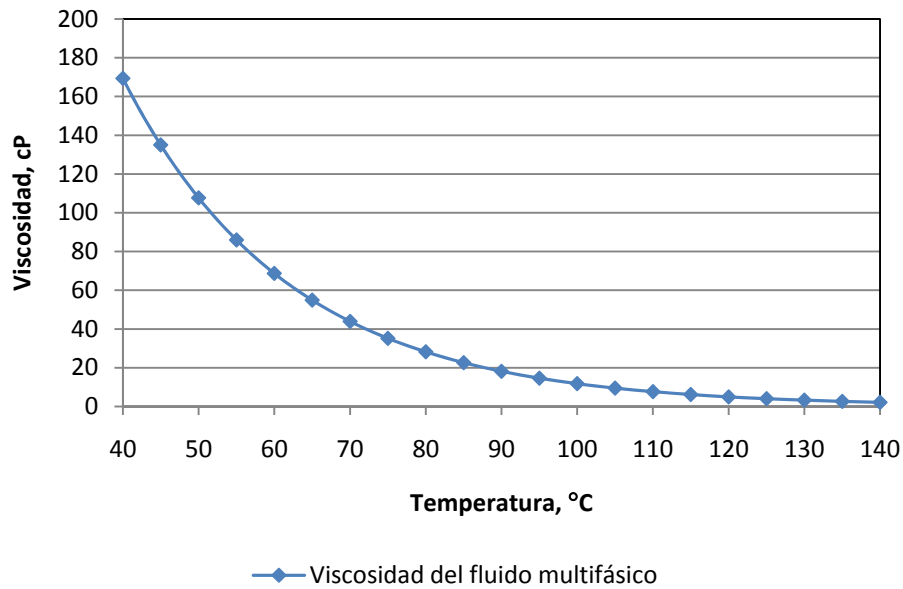
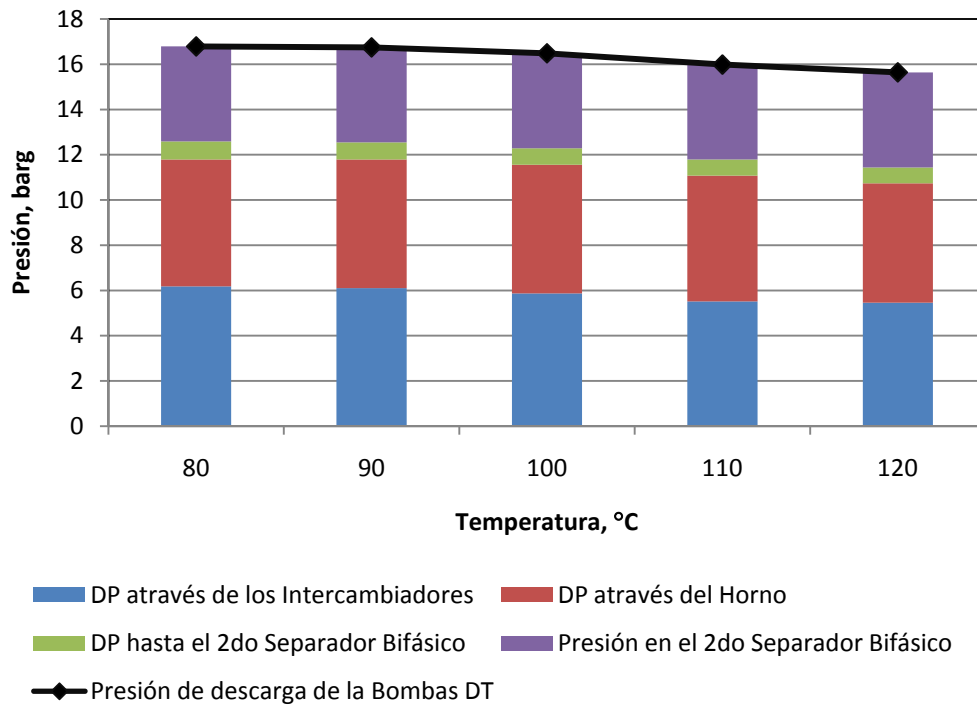


Figura 21. Comportamiento de la viscosidad para un crudo diluido con 35% de BSW.

Se puede observar en la Tabla 6 como a mayores temperaturas se presentan menores caídas de presión entre los elementos del sistema. En la Figura 22 se muestra la presión de descarga de las bombas de doble tornillo en función de las caídas de presión y la presión del elemento final para las diferentes temperaturas.

Tabla 6. Presiones de salida de los diferentes elementos del Sistema de Deshidratación y la caída de presión entre ellos.

Temperatura (°C)		80	90	100	110	120
Flujo volumétrico promedio transportado (bbls/d)		182656	182958	183637	187864	175108
Presión (barg)	S. Bombas Doble Tornillo	16.788	16.745	16.482	15.985	15.641
	S. Intercambiadores	10.604	10.642	10.611	10.467	10.183
	$\Delta P$	6.184	6.103	5.871	5.519	5.458
	S. Intercambiadores	10.604	10.642	10.611	10.467	10.183
	S. Horno	4.998	4.957	4.923	4.911	4.902
	$\Delta P$	5.606	5.685	5.688	5.556	5.282
	S. Horno	4.998	4.957	4.923	4.911	4.902
	2do. Separador Bifásico	4.195	4.201	4.197	4.198	4.203
	$\Delta P$	0.803	0.756	0.726	0.713	0.698



**Figura 22. Presión de descarga promedio de las bombas doble tornillo.**

Se puede observar en la Figura 22 que al aumentar la temperatura, la presión de descarga de las bombas de doble tornillo tiende a disminuir, esto debido a que la presión de descarga de este tipo de bombas es la suma de las caídas de presión hasta el elemento final del sistema.

**INTERCAMBIADORES DE CALOR**

Para el análisis operacional de los intercambiadores se construyó un programa computacional, nombrado **IC 2.0**, utilizando las ecuaciones para el diseño de estos equipos. Luego se comprobó su operatividad con los datos para los cuales fueron diseñados dando como resultados los siguientes valores:

**Tabla 7. Desviación entre los datos de diseño y los calculados por IC 2.0 para los Intercambiadores de Tubos y Carcasa.**

	Diseño	IC 2.0	% Desviación
Área de transferencia (m <sup>2</sup> )	1116.50	1116.38	0.01
Calor Intercambiado (kW)	12495.00	12532.24	0.30
Coef. Transf. de calor limpio (W/s.m <sup>2</sup> .K)	1460.00	1479.60	1.34
Coef. Transf. de calor servicio (W/s.m <sup>2</sup> .K)	460.00	470.21	2.22

**Tabla 8. Desviación entre los datos de diseño y los calculados por IC 2.0 para los Intercambiadores de Placas Paralelas.**

	Diseño	IC 2.0	% Desviación
Área de transferencia (m <sup>2</sup> )	3027.28	3026.75	0.02
Calor Intercambiado (kW)	27378.00	27189.29	0.69
Coef. Transf. de calor limpio (W/s.m <sup>2</sup> .K)	275.20	285.53	3.75
Coef. Transf. de calor servicio (W/s.m <sup>2</sup> .K)	273.80	285.87	4.41

**INTERCAMBIADORES DE TUBOS Y CARCASA.**

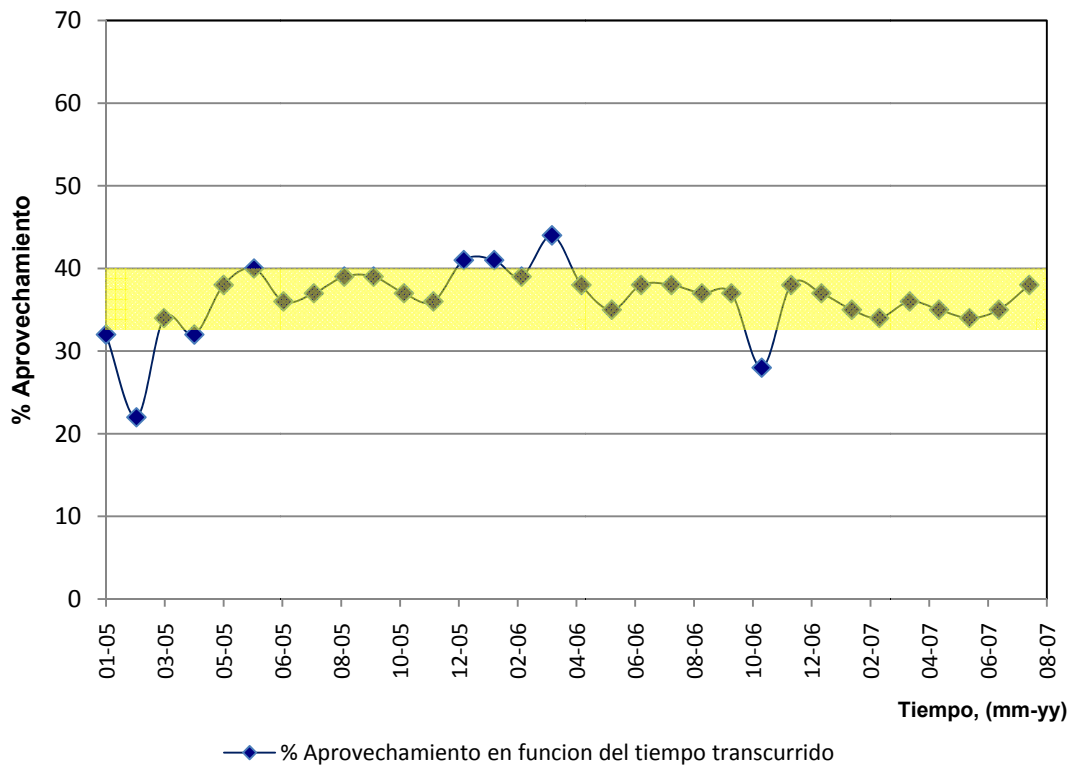
Considerando las bajas desviaciones, Tabla 7, se analizó el funcionamiento operacional de los intercambiadores obteniendo los siguientes resultados:

**Tabla 9. Resultados para el análisis operacional de los intercambiadores de tubos y carcasa con IC 2.0**

Temperatura °C	Calor Intercambiado kW	Aprovechamiento %	Eficiencia térmica %
80	11841	38	38
90	14506	35	37
100	18535	32	36
110	21317	41	39
120	23646	33	39

Los intercambiadores fueron diseñados para manejar un flujo de agua equivalente al 25% de la corriente multifásica, lo cual no es una condición actual, siendo el valor del caudal de agua presente de 35% a 40% de la corriente multifásica, lo que significa mayor cantidad de calor transferido.

Se realizó un análisis del porcentaje de aprovechamiento para determinar el comportamiento a través del tiempo obteniendo lo siguiente:



**Figura 23. Comportamiento del %Aprovechamiento para los intercambiadores de tubos y carcasa.**

Para el análisis en el tiempo se consideraron datos desde Enero 2005 hasta Julio 2007. Se puede apreciar, Figura 23, que el comportamiento de los intercambiadores de tubos y carcasa se ha mantenido relativamente constante lo cual se encuentra representado por la franja de color amarillo pálido. Según este

comportamiento se puede afirmar que las condiciones de transferencia y ensuciamiento no han variado suficiente como estimar una reducción de aprovechamiento considerable.

**INTERCAMBIADORES DE PLACAS PARALELAS**

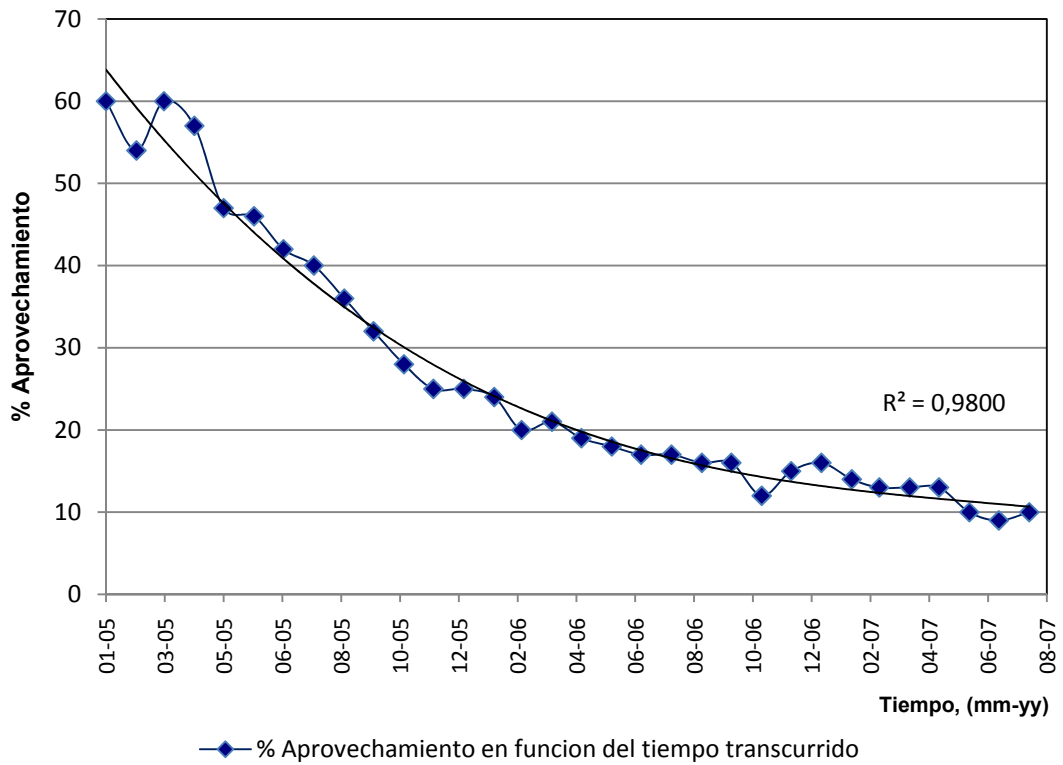
Considerando que las desviaciones son bastantes bajas entre los datos de diseño y lo reportado por IC 2.0, Tabla 8, se analizó el funcionamiento operacional de los intercambiadores obteniendo los siguientes resultados:

**Tabla 10. Resultados para el análisis operacional de los intercambiadores de placas paralelas.**

Temperatura °C	Calor Intercambiado kW	Aprovechamiento %	Eficiencia térmica %
80	2253	18	12
90	3108	17	12
100	3058	13	10
110	4641	15	13
120	5010	12	11

Al igual que los intercambiadores de tubos y carcasa, los intercambiadores fueron modificados para operar con un flujo de agua equivalente al 25% de la corriente multifásica, lo cual no es una condición actual, siendo el valor del caudal de agua presente de 35% a 40% de la corriente multifásica lo que significa mayor cantidad de calor transferido.

Se realizó un análisis del porcentaje de aprovechamiento para determinar el comportamiento a través del tiempo representado en la Figura 24, donde se puede observar una progresiva disminución del porcentaje de aprovechamiento de los intercambiadores de placas ocasionado por falta de un mantenimiento adecuado y al aumento de la cantidad de agua en la corriente a calentarse en los intercambiadores.



**Figura 24. Comportamiento del %Aprovechamiento para los intercambiadores de tubos y carcasa.**

Para el análisis en el tiempo se consideraron datos desde Enero 2005 hasta Julio 2007 de forma de tomar una muestra representativa del comportamiento de los intercambiadores.

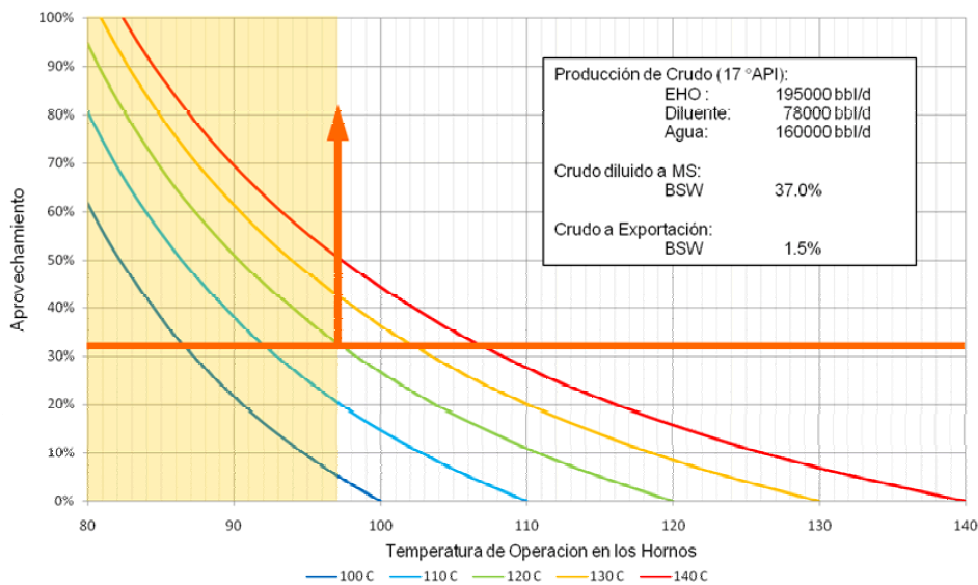
Se realizó un ajuste polinómico de los datos dando como resultado la siguiente ecuación:

$$\%Ap = -5,7666 \cdot 10^{-08} \cdot t^3 + 6,7925 \cdot 10^{-03} \cdot t^2 - 266,70 \cdot t + 3,4908 \cdot 10^6$$

Donde t está dado en días.

Conociendo las condiciones de operación se puede determinar el factor de aprovechamiento a través de IC 2.0. Luego partiendo de esta ecuación se puede conocer la cantidad de tiempo estimado hasta que la operatividad de los intercambiadores, a esas condiciones de operación, afecte la variable de interés la cual es la temperatura de salida del lado caliente de los intercambiadores ya que esta está limitada por la temperatura de máxima de exportación.

El programa IC 2.0 permite establecer el punto crítico de porcentaje de aprovechamiento representada por gráficas como la Figura 25 en donde la zona sombreada muestra la zona optima de operación.



**Figura 25. Representación de la zona crítica de %Aprovechamiento para condiciones dadas.**

El ejemplo representado en la Figura 25 trata de una condición de operación a los flujos dados en el cuadro de texto presente en la gráfica y una temperatura a la salida del tren de precalentamiento de 120°C. La línea naranja muestra que a esas condiciones el porcentaje de aprovechamiento crítico (límite en el cual la temperatura de exportación sale de especificación) es aproximadamente 32%.

## MEJORAS AL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN

Para la implementación de cualquier propuesta de mejora al Sistema de Deshidratación se deben tener en consideración las condiciones de operación de presión, flujo y temperatura máximas y mínimas de las unidades.

En base a estas consideraciones fue identificada una modificación operativamente posible para mejorar las condiciones operativas del Sistema de Deshidratación.

La modificación está basada en la utilización de unos intercambiadores de tubos y carcasa, actualmente instalados pero que se encuentran fuera de servicio ya que dichos intercambiadores fueron reemplazados, debido al aumento del corte de agua en la corriente multifásica, por los actuales intercambiadores de tubos y carcasa que se encuentran en el tren de precalentamiento.

Para la evaluación de la modificación representada en la Figura 26, se utilizaron las siguientes condiciones operativas:

**Tabla 11. Caudales alimentados para la evaluación de la propuesta.**

Tipo de corriente	Caudal
Crudo Extrapesado:	200.000 bbls/d
Diluyente:	75.000 bbls/d
Agua:	160.000 bbls/d

Para la evaluación se utilizaron las condiciones operativas de los elementos del Sistema de Deshidratación para las condiciones de la prueba de  $T=120^{\circ}\text{C}$ , es decir, eficiencias de separación en los separadores bifásicos y trifásicos así como la cantidad de calor intercambiado en los intercambiadores de placas paralelas y el porcentaje de aprovechamiento de los intercambiadores.



A continuación se muestra la parte del Sistema de Deshidratación a la cual se le plantea la modificación en sus actuales condiciones y evaluada con los caudales de la Tabla 11.

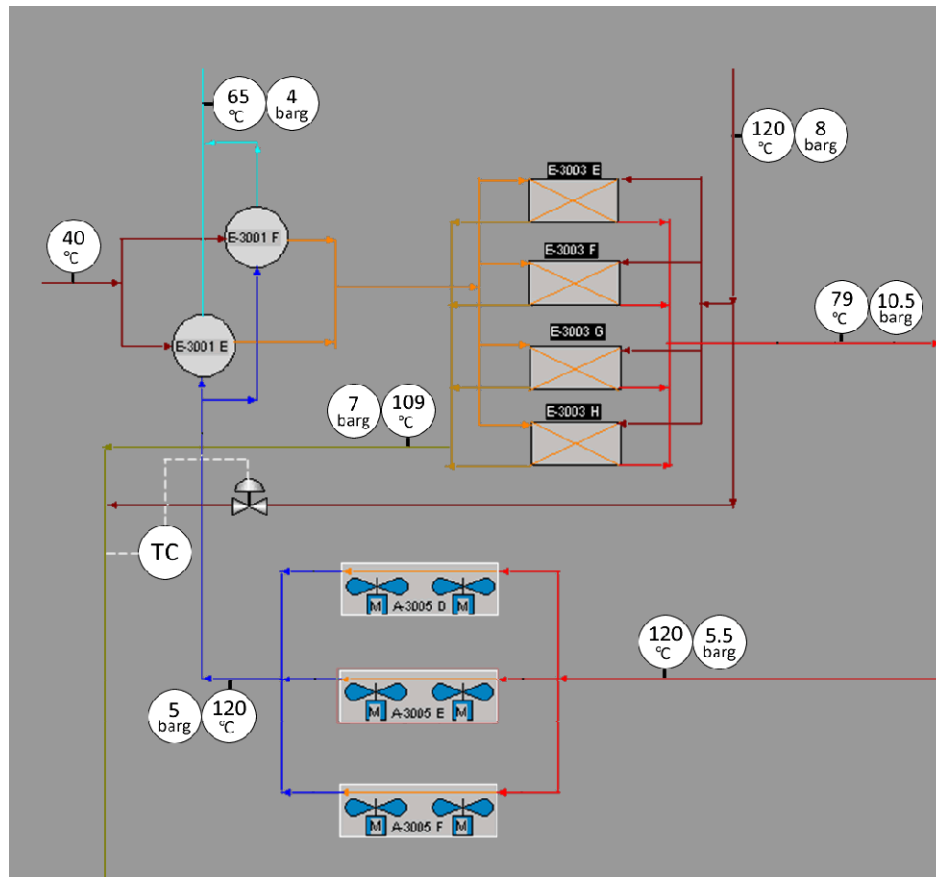


Figura 26. Esquema de la propuesta para la mejora del Sistema de Deshidratación (SD).

La propuesta se basa en utilizar el 40% de la corriente de agua a la salida de los intercambiadores actuales (E-3001 C/D) e introducirla por los tubos del intercambiador de tubos y carcasa que está actualmente fuera de servicio (E-3001 B), así mismo, utilizar el 30% del crudo diluido deshidratado hacia los intercambiadores de placas para introducirlo por el lado de la carcasa del E-3001 B. Esta modificación es mostrada en la Figura 27.

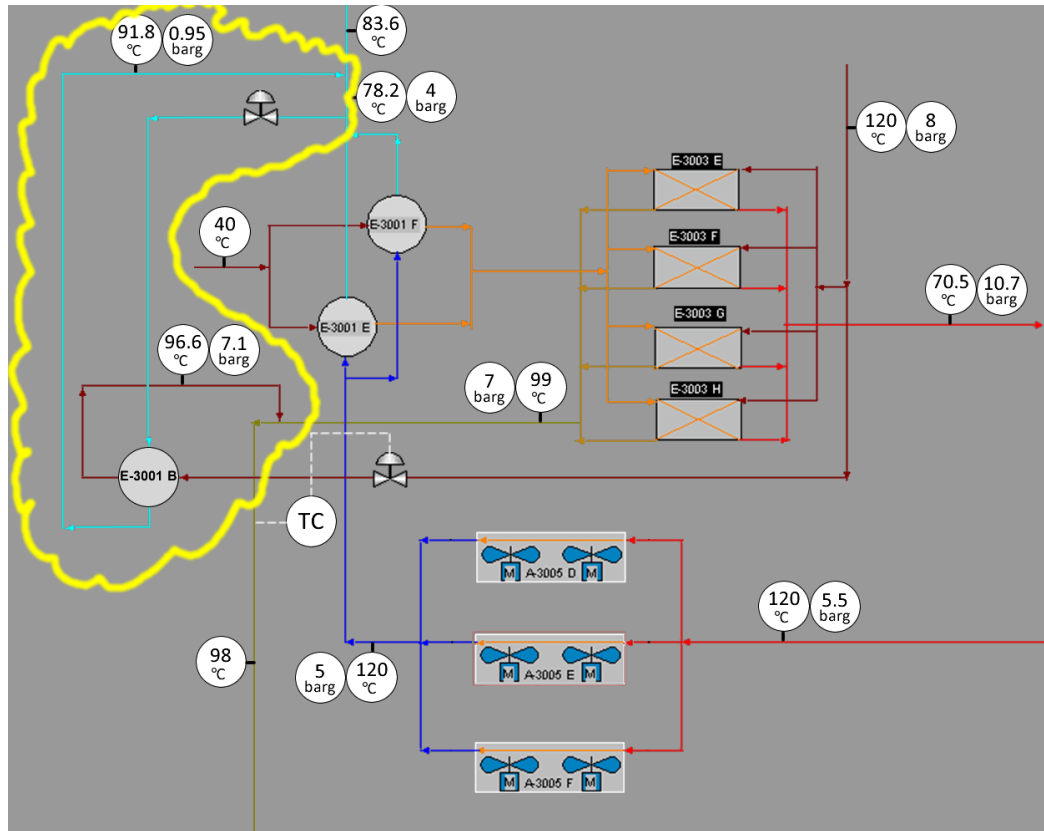


Figura 27. Esquema de la propuesta para la mejora del Sistema de Deshidratación (SD).

Se utilizó el programa IC 2.0 para el cálculo del comportamiento en los intercambiadores de placas E-3003 E/F/G/H, usando como flujos de alimentación al lado caliente la mitad de la corriente total inicial, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 12. Resultados de IC 2.0 para la evaluación de la propuesta de mejora del SD.

	LADO CALIENTE	LADO FRIO
T. entrada (°C)	120.00	65.69
T. salida (°C)	99.02	70.50
Caída de presión (bar)	0.479	4.270
Calor transferido (kW)	5010	5010
Eficiencia térmica	9%	
Aprovechamiento	16%	

El uso del 30% de la corriente se determino de forma que la caída de presión para el crudo en la propuesta fuera igual a la caída de presión a través de los intercambiadores de placas. Luego de estos resultados se procedió a utilizar una simulación de PRO II de la Estación Principal de Flujo para evaluar la propuesta obteniendo los siguientes resultados para el intercambiador E-3001 B:

**Tabla 13. Resultados de PRO II para el intercambiador E-3001 B en la evaluación de la propuesta de mejora del SD.**

	LADO CALIENTE	LADO FRIO
T. entrada (°C)	120.00	78.15
T. salida (°C)	96.65	91.80
Caída de presión (bar)	0.925	3.053

Así también se obtuvieron los valores finales de temperatura de unión de las corrientes tanto de agua hacia la Planta de Tratamiento de Aguas Producidas como la de crudo hacia la Exportación.

**Tabla 14. Resultados de PRO II de la evaluación de la propuesta de mejora del SD.**

	Crudo diluido	Agua
T. salida en el E-3001 B, (°C)	96.65	91.80
T. salida del E-3001 C/D, (°C)	-	78.15
T. salida del E-3003 E/F/G/H, (°C)	99.02	-
T. final con modificación, (°C)	<b>98.30</b>	<b>83.62</b>
T. final sin modificación, (°C)	109.61	70.50

En la Tabla 14 se puede observar que mediante la propuesta de mejora se puede obtener un valor de temperatura final hacia exportación que se encuentra diez (10) grados centígrados por debajo de la temperatura que se obtendría si no se aplicara la modificación y se siguiera trabajando a las condiciones de operación de flujo ya mostradas.

## **CAPÍTULO V**

### **CONCLUSIONES**

A continuación se presentan las conclusiones de la evaluación del Sistema de Deshidratación, luego de obtener y analizar los resultados del presente Trabajo Especial de Grado.

- Al aumentar la temperatura a la salida del tren de precalentamiento el porcentaje de agua remanente (%BSW) en el crudo hacia exportación disminuye.
- El objetivo de obtener 1% de BSW hacia la exportación solo se logró cuando la temperatura a la salida del tren de precalentamiento fue de 120 °C.
- Al aumentar la temperatura a la salida del tren de precalentamiento el %BSW en los pases de interfase (tomamuestras #1, #2 y #3) de los deshidratadores disminuye.
- Al aumentar la temperatura la relación gas separado en el separador trifásico - crudo diluido aumenta.
- Al aumentar la temperatura a la salida del tren de precalentamiento la presión de vapor del crudo diluido hacia exportación se hace menor.
- Al aumentar la temperatura a la salida del tren de precalentamiento la presión de descarga de las bombas de alimentación al tren de precalentamiento disminuye para un flujo dado.
- Existen menores caídas de presión en los elementos del Sistema de Deshidratación al aumentar la temperatura a la salida del tren de precalentamiento.

- Las desviaciones entre los cálculos realizados por el software IC 2.0 y lo reportado por las hojas de especificación de los intercambiadores no superan el 5%.
- El comportamiento operacional de los intercambiadores tubos y carcasa actualmente instalados se ha mantenido relativamente constante desde su instalación.
- El comportamiento operacional de los intercambiadores placas paralelas ha disminuido progresivamente desde su instalación.
- A partir de la curva de comportamiento de los intercambiadores de placas paralelas y estableciendo las condiciones de operación se puede establecer el intervalo de tiempo hasta llegar al valor crítico del factor de aprovechamiento.
- El uso de los intercambiadores de tubos y carcasa actualmente fuera de servicio ayudaría a obtener una temperatura final en el crudo hacia exportación hasta de 10°C menor que en las condiciones de operación evaluadas.

## **CAPÍTULO VI**

### **RECOMENDACIONES**

En esta sección se presentan algunas recomendaciones para mejorar la operación Sistema de Deshidratación de la Estación Principal de Flujo de Sincor C.A., así como de servir de guía a trabajos posteriores con temas similares al presente.

- Operar a la mayor temperatura posible la salida del tren de precalentamiento que permita mantener estable el comportamiento del Horno ya que así mejoran las condiciones de BSW en los deshidratadores, el Sistema de Deshidratación trabaja con menores caídas de presión y el RVP del crudo también disminuye.
- Determinar el tipo de ensuciamiento presente en los intercambiadores de placas de forma de establecer el correcto mantenimiento a ser aplicado.
- Establecer una rutina de uso del programa IC 2.0 de manera de establecer el mantenimiento preventivo y correctivo de los intercambiadores.
- Proponer a la Gerencia respectiva la implementación de la modificación propuesta de la inclusión del E-3001B para ayudar al enfriamiento del crudo hacia exportación.

## CAPÍTULO VII

### REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AL-OTAIBI, M.(2001). Experimental investigation of crude oil desalting and dehydration. *Chemical Engineering Communications*, 190, 65-82.
- CASTILLO, I., CARDENAS, F. (2007). Desarrollo de un procedimiento de cálculo para la evaluación y determinación del rendimiento a tiempo real en bombas multifásicas de doble tornillo. Trabajo Especial de Grado. Universidad Central de Venezuela. 34 p.
- CLEMENTE, M. (2003). Diseño de una batería se separación de hidrocarburos a baja presión a partir de la presión intermedia. Trabajo de Especial de Grado. Universidad de las Americas Puebla. Mexico. 56 p.
- COTTRELL, F.G. (1911). US Patent 987115, 6 p.
- FERNÁNDEZ, J.F. (2002). Equipos de Transferencia de Calor. Escuela de Ingeniería Química. Universidad Central de Venezuela. 8 p.
- LAURIER, L.S. (1992). Emulsions, fundamentals and Applications in the Petroleum Industry. American Chemical Society. Washington. 319 p.
- MARFISI, S. (2004). Deshidratación de Crudo, Principios y Tecnología. Laboratorio de Formulación, Interfases, Reología y Procesos (FIRP). Escuela de Ingeniería Química. Universidad de los Andes. 37 p.
- PEKDEMIR, T., AKAY, G., DOGRU, M., MERRELLS, R. E. Y SCHLEICHER, B. (2003) Demulsification of Highly Stable Water-in-Oil Emulsions. *Separation Science and Technology*, 38 (5), 1161-1183.

- PÉREZ B. (2002). Deshidratación del crudo Maya mediante un campo eléctrico de corriente continua. *Journal of the Mexican Chemical Society*, 46, 227-234.
- PRIEGO, O. (2002). Propuesta e implementación de mejora del desalado de Petróleo Crudo del Campo Samaria III. Efecto del uso de dos etapas y modificación del mezclado del agua en dilución. Trabajo de Grado de Maestría. Universidad de las Americas Puebla. Mexico. 64 p.
- SALAGER, J.L. (1987b). Deshidratación de crudo. Laboratorio de Formulación, Interfases, Reología y Procesos (FIRP). Escuela de Ingeniería Química. Universidad de los Andes.
- SALAGER, J. L. (1999b). Formulación, Composición y Fabricación de Emulsiones para Obtener las Propiedades Deseadas. Estado del Arte. Parte B. Propiedades de las Emulsiones y su Medición. Versión N° 2. Mérida, Venezuela: Laboratorio de Formulación, Interfases, Reología y Procesos (FIRP). Escuela de Ingeniería Química. Universidad de Los Andes. 43 p.
- SAMS, G. (2004). New Methods of Application of Electrostatic Field. American Institute of Chemical Engineers (AIChE) Spring National Meeting of Recent Advances in Desalting.
- SINCOR.(2006). Operation Control and Philosophy. Revisión X1.
- SONTANG, H. (1972). Coagulation and Stability of Disperse System. John Wiley & Sons. USA. 85-125.
- SPIELMAN, L.A. (1962). Progress in induced coalescence and a new theoretical framework for coalescence by porous media. *Industrial & Chemical Engineers*. 62, 10-24.



- TAYLOR, S.E. (1988). Investigations into the Electrical and Coalescence Behavior of Water-in-Crude Oil Emulsions in High Voltage Gradients. *Journal of Colloids and Surfaces*. 29, 29-51.
- VOLD, R.D. (1962). An ultracentrifugal method for the quantitative determination of emulsion stability. *Journal of Physical Chemistry*. 66, 1969-1974.
- XIA, L. (2004). Stability and demulsification of emulsions stabilized by asphaltenes or resins. *Journal of Colloid and Interface Science*, 271, 504-506.

## **CAPÍTULO VIII**

### **ANEXOS**

## **ANEXO 1**

**PROTOCOLO DE PRUEBAS PARA EL ESTUDIO DE LA DESHIDRATACIÓN  
Y ESTABILIDAD DEL CRUDO A DIFERENTES TEMPERATURAS DE LA CORRIENTE DE  
PRODUCCIÓN DEL HORNO DEL TREN B “H-3001B”**

## **ANEXO 2**

**HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE LOS DIFERENTES EQUIPOS QUE  
CONFORMAN EL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN**

### **ANEXO 3**

**CÓDIGO BASE DEL MODELO SIMULADO DE LA  
ESTACIÓN PRINCIPAL DE FLUJO DE SINCOR C.A.**

Generated by PRO/II Keyword Generation System <version 7.0>

DIMENSION METRIC, PRES=BARG, ENERGY=KWH, DUTY=KW  
SEQUENCE SIMSCI  
CALCULATION RVPBASIS=APIN, TVP=37.778

COMPONENT DATA

LIBID 1,H2O/2,H2S/3,CO2/4,METHANE/5,ETHANE/6,PROPANE/7,IBUTANE/ &  
8,BUTANE/9,IPENTANE/10,PENTANE/61,N2/62,22PR/63,MCYCPNT/ &  
64,BENZENE/65,CYPNTANE/66,MCYHXN/67,TOLUENE/68,NONANE/ &  
69,OCTANE, BANK=PROCESS,SIMSCI

PETRO 11,BPMHC60,87.6,767.5,85  
PETRO 12,BPMHC110,114.1,803.3,137.5  
PETRO 13,BPMHC165,134.2,819.1,172.8  
PETRO 14,BPMHC180,144.7,829.7,190.4  
PETRO 15,BPHDT15,67.4,695,33.7  
PETRO 16,BPHDT50,81.7,718.2,65.6  
PETRO 17,BPHDT80,99.4,742.4,100.9  
PETRO 18,BPHDT120,118.9,765.7,137.3  
PETRO 19,BPHDT150,129.8,777.7,156.9  
PETRO 20,BPHDT165,135.9,804.9,172.1  
PETRO 21,BPHDT180,146.6,815.4,189.7  
PETRO 22,BPHDT200,166.5,832.9,220.1  
PETRO 23,BPHDT240,195.8,855,260.5  
PETRO 24,BPXDT280,231.3,877.6,303.9  
PETRO 25,BP206,108.81,793.7,101.9  
PETRO 26,BP225,114.07,800,114.2  
PETRO 27,BP250,120.32,807.3,128.1  
PETRO 28,BP275,126.88,814.5,141.9  
PETRO 29,BP300,133.67,822.6,155.8  
PETRO 30,BP325,140.74,831.1,169.7  
PETRO 31,BP350,148.21,838.9,183.6  
PETRO 32,BP375,156.14,846,197.5  
PETRO 33,BP400,164.26,854.4,211.4  
PETRO 34,BP425,173.33,859.1,225.3  
PETRO 35,BP450,182.51,866.5,239.3  
PETRO 36,BP475,191.63,876.2,253.2  
PETRO 37,BP500,201.87,883.6,267.4  
PETRO 38,BP525,211.92,891.3,280.9  
PETRO 39,BP550,222.6,899.8,294.8  
PETRO 40,BP575,233.72,908.7,308.7  
PETRO 41,BP600,245.24,917.3,322.5  
PETRO 42,BP625,257.41,926.3,336.5  
PETRO 43,BP650,269.54,936.2,350.2  
PETRO 44,BP675,283.31,943,364.1  
PETRO 45,BP700,298.16,948.5,378

PETRO 46,BP725,314.56,952.1,392  
 PETRO 47,BP750,331.78,955.6,405.9  
 PETRO 48,BP775,350.56,958.3,420.1  
 PETRO 49,BP800,379.33,963.4,440.8  
 PETRO 50,BP850,421.3,971.2,468.6  
 PETRO 51,BP900,463.64,982,495.1  
 PETRO 52,BP950,506.36,1006.7,523.9  
 PETRO 53,BP1000,555.4,1020.5,550.7  
 PETRO 54,BP1050,612.48,1034.3,579  
 PETRO 55,BP1100,674.31,1046.2,606.4  
 PETRO 56,BP1150,747.26,1056.6,635  
 PETRO 57,BP1200,854.48,1069.12,672.1  
 PETRO 58,BP1300,1061.6,1082.4,730.1  
 PETRO 59,BP1400,1325.63,1091.6,788.2  
 PETRO 60,BP1500,1689.4,1124.6,859.6

## THERMODYNAMIC DATA

METHOD SYSTEM=SRK, SET=SRK01, DEFAULT  
 METHOD SYSTEM=SRKK, SET=SRKK01

## STREAM DATA

PROPERTY STREAM=AGUA, TEMPERATURE=40, PRESSURE=11, PHASE=M, &  
 RATE(LV)=635, COMPOSITION(M)=1,1

PROPERTY STREAM=GAS, TEMPERATURE=15, PRESSURE=1, PHASE=M, &  
 RATE(GV)=33000, COMPOSITION(M)=2,0.005/3,6.25/4,92.38/5,0.17/ &  
 7,0.03/8,0.02/9,0.003/10,0.003/61,0.73/63,0.03/65,0.03/ &  
 66,0.02/67,0.04/68,0.02/69,0.06, NORMALIZE

PROPERTY STREAM=NAFTA, TEMPERATURE=40, PRESSURE=11, PHASE=M, &  
 RATE(LV)=423.821, COMPOSITION(WT)=1,0.000298/4,0.000306/ &  
 11,0.00349/12,0.000218/13,2E-6/14,1E-6/16,0.000609/17,0.2554/ &  
 18,0.2144/19,0.0571/20,0.0689/21,0.0222/22,0.005/23,0.000206/ &  
 24,7E-6/25,0.029/26,0.0374/27,0.0351/28,0.0315/29,0.0274/ &  
 30,0.0232/31,0.0192/32,0.0157/33,0.0126/34,0.00981/35,0.0235/ &  
 36,0.0199/37,0.0195/38,0.017/39,0.0134/40,0.0111/41,0.00817/ &  
 42,0.00606/43,0.00427/44,0.00283/45,0.00183/46,0.00108/ &  
 47,0.000757/48,0.000599/49,0.000704/50,0.000294/51,0.000126/ &  
 52,3.2E-5/53,1.1E-5/54,2E-6/55,1E-6, NORMALIZE

PROPERTY STREAM=CRUDO8.5API, TEMPERATURE=40, PRESSURE=11, PHASE=M, &  
 RATE(LV)=1213.7, COMPOSITION(WT)=25,0.00147/26,0.00162/ &  
 27,0.00169/28,0.00176/29,0.00187/30,0.0022/31,0.0023/ &  
 32,0.00381/33,0.00409/34,0.00459/35,0.0084/36,0.00947/ &  
 37,0.01215/38,0.01376/39,0.01536/40,0.01883/41,0.01979/ &  
 42,0.02105/43,0.02229/44,0.02261/45,0.02162/46,0.02066/ &  
 47,0.02132/48,0.02364/49,0.05082/50,0.05398/51,0.05742/ &  
 52,0.04912/53,0.05028/54,0.04147/55,0.0376/56,0.03163/ &  
 57,0.04949/58,0.04179/59,0.03578/60,0.22431

NAME CRUDO8.5API,Corriente de Crudo ExtraPesado

## UNIT OPERATIONS

MIXER UID=M1

FEED AGUA,NAFTA,CRUDO8.5API,GAS

PRODUCT M=S1

OPERATION PRESSURE=11

HX UID=E1

HOT FEED=S1, M=S2

OPER HTEMP=40

SPLITTER UID=SP1

FEED S2

PRODUCT M=TREN-B, M=TREN-A

OPERATION OPTION=FILL

SPEC STREAM=TREN-B, RATE(KGM/H),TOTAL,WET, DIVIDE, REFFEED, &  
RATE(KGM/H),WET, VALUE=0.5

FLASH UID=D-3001B, NAME=Slug Catcher Tren A

FEED TREN-B

PRODUCT V=S4, L=S5

ADIABATIC PRESSURE=6

SPLITTER UID=SP2

FEED S5

PRODUCT M=S6, M=S7

OPERATION OPTION=FILL

SPEC STREAM=S6, RATE(KGM/H),TOTAL,WET, DIVIDE, REFFEED, &  
RATE(KGM/H),WET, VALUE=0.5

PUMP UID=P--3001B, NAME=Bomba Hacia Los Hornos Tren A

FEED S7

PRODUCT M=S9

OPERATION PRESSURE=16.2

PUMP UID=P-3001A, NAME=Bomba Hacia los Hornos Tren A

FEED S6

PRODUCT M=S8

OPERATION PRESSURE=16.2

MIXER UID=M2

FEED S8,S9

PRODUCT M=S10

SPLITTER UID=SP4

FEED S10

PRODUCT M=S11, M=S12

OPERATION OPTION=FILL

SPEC STREAM=S11, RATE(KGM/H),TOTAL,WET, DIVIDE, REFFEED, &  
RATE(KGM/H),WET, VALUE=0.5

SPLITTER UID=SP8

FEED S27

PRODUCT M=S29, M=S30

OPERATION OPTION=FILL



SPEC STREAM=S29, RATE(KGM/H),TOTAL,WET, DIVIDE, REFFEED, &  
RATE(KGM/H),WET, VALUE=0.5

PUMP UID=P-3005C, NAME=Bomba Hacia los Deshidratadores  
FEED S29  
PRODUCT M=S31  
OPERATION PRESSURE=10

PUMP UID=P-3005D, NAME=Bomba Hacia los Deshidratadores  
FEED S30  
PRODUCT M=S32  
OPERATION PRESSURE=10

MIXER UID=M8  
FEED S31,S32  
PRODUCT M=S33

SPLITTER UID=SP11  
FEED S33  
PRODUCT M=S34, M=S35  
OPERATION OPTION=FULL  
SPEC STREAM=S34, RATE(KGM/H),TOTAL,WET, DIVIDE, REFFEED, &  
RATE(KGM/H),WET, VALUE=0.5

FLASH UID=D-3004D, NAME=Deshidratador Tren A  
FEED S34  
PRODUCT L=S36, W=S37  
ADIABATIC PRESSURE=8

FLASH UID=D-3004C, NAME=Deshidratador Tren A  
FEED S35  
PRODUCT L=S39, W=S38  
ADIABATIC PRESSURE=8

MIXER UID=M11  
FEED S37,S38  
PRODUCT M=S46

SPLITTER UID=SP3  
FEED S46  
PRODUCT M=S41, M=S45  
OPERATION OPTION=FULL  
SPEC STREAM=S41, RATE(KGM/H),TOTAL,WET, DIVIDE, REFFEED, &  
RATE(KGM/H),WET, VALUE=1

SPLITTER UID=SP12  
FEED S41  
PRODUCT M=S80, M=S44  
OPERATION OPTION=FULL  
SPEC STREAM=S80, RATE(KGM/H),TOTAL,WET, DIVIDE, REFFEED, &  
RATE(KGM/H),WET, VALUE=0.5

HX UID=E-3001C, NAME=Precalentador Agua-Crudo Tren A  
HOT FEED=S80, M=S81  
COLD FEED=S11, M=S13, DP=1.5

CONFIGURE COUNTER  
OPER CTEMP=66  
HX UID=E-3001D, NAME=Precaentador Agua-Crudo Tren A  
HOT FEED=S44, M=S83  
COLD FEED=S12, M=S14, DP=1.5  
CONFIGURE COUNTER  
OPER CTEMP=66  
MIXER UID=M4  
FEED S13,S14  
PRODUCT M=S15  
SPLITTER UID=SP6  
FEED S15  
PRODUCT M=S16, M=S17, M=S19, M=S18  
OPERATION OPTION=FILL  
SPEC STREAM=S16, RATE(KGM/H),TOTAL,WET, DIVIDE, REFFEED, &  
RATE(KGM/H),WET, VALUE=0.25  
SPEC STREAM=S17, RATE(KGM/H),TOTAL,WET, DIVIDE, REFFEED, &  
RATE(KGM/H),WET, VALUE=0.25  
SPEC STREAM=S18, RATE(KGM/H),TOTAL,WET, DIVIDE, REFFEED, &  
RATE(KGM/H),WET, VALUE=0.25  
MIXER UID=M10  
FEED S36,S39,S45  
PRODUCT M=S40  
CONTROLLER UID=CN1  
SPEC STREAM=S40, RATE(WT,KG/H), COMP=1,WET, DIVIDE, STREAM=S40, &  
RATE(WT,KG/H),TOTAL,WET, VALUE=0.01  
VARY SPLITTER=SP3, SPEC(1), STEPSIZE=0.025, EST2=0.5, PCT2=-2  
CPARAMETER IPRINT, NOSTOP, ITER=40  
SPLITTER UID=SP13  
FEED S40  
PRODUCT M=S85, M=S86, M=S87, M=S88  
OPERATION OPTION=FILL  
SPEC STREAM=S85, RATE(KGM/H),TOTAL,WET, DIVIDE, REFFEED, &  
RATE(KGM/H),WET, VALUE=0.25  
SPEC STREAM=S86, RATE(KGM/H),TOTAL,WET, DIVIDE, REFFEED, &  
RATE(KGM/H),WET, VALUE=0.25  
SPEC STREAM=S87, RATE(KGM/H),TOTAL,WET, DIVIDE, REFFEED, &  
RATE(KGM/H),WET, VALUE=0.25  
HX UID=E-3003E, NAME=Intercambiador de Calor Crudo-Crudo  
HOT FEED=S88, M=S92, DP=0.5  
COLD FEED=S16, M=S20, DP=4.2  
CONFIGURE COUNTER  
OPER HTEMP=100  
HX UID=E-3003H, NAME=Intercambiador de Calor Crudo-Crudo  
HOT FEED=S85, M=S89, DP=0.5

COLD FEED=S19, M=S23, DP=4.2  
CONFIGURE COUNTER  
OPER HTEMP=100  
HX UID=E-3003G, NAME=Intercambiador de Calor Crudo-Crudo  
HOT FEED=S86, M=S90, DP=0.5  
COLD FEED=S18, M=S22, DP=4.2  
CONFIGURE COUNTER  
OPER HTEMP=100  
HX UID=E-3003F, NAME=Intercambiador de Calor Crudo-Crudo  
HOT FEED=S87, M=S91, DP=0.5  
COLD FEED=S17, M=S21, DP=4.2  
CONFIGURE COUNTER  
OPER HTEMP=100  
MIXER UID=M6  
FEED S20,S22,S23,S21  
PRODUCT M=S24  
HX UID=H-3001B, NAME=Horno Tren A  
HOT FEED=S24, M=S25, DP=5  
OPER HTEMP=100  
FLASH UID=D-3007B, NAME=Separador de Alta Temperatura  
FEED S25  
PRODUCT L=S27, V=S3  
ADIABATIC PRESSURE=4.2  
MIXER UID=M14  
FEED S81,S83  
PRODUCT M=PTWP  
MIXER UID=M15  
FEED S89,S90,S91,S92  
PRODUCT M=EXPORTACION  
FLASH UID=F2  
FEED S3  
PRODUCT V=S26, W=S28  
ISO TEMPERATURE=25  
END