

**TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

**EVALUACIÓN DE LA OPERATIVIDAD DE LA UNIDAD DE  
DESALACIÓN DEL MEJORADOR DE CRUDO EXTRAPESADO  
DE PDVSA-PETROMONAGAS**

Presentado ante la Ilustre  
Universidad Central de Venezuela  
Por el TSU. Alexander J. Pérez D.  
Para optar al Título  
de Ingeniero Químico

Caracas, Noviembre de 2013

# **TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

## **EVALUACIÓN DE LA OPERATIVIDAD DE LA UNIDAD DE DESALACIÓN DEL MEJORADOR DE CRUDO EXTRAPESADO DE PDVSA-PETROMONAGAS**

TUTOR ACADÉMICO: Armando J. Vizcaya S.  
TUTOR INDUSTRIAL: Astrid C. Bastardo

Presentado ante la Ilustre  
Universidad Central de Venezuela  
Por el TSU. Alexander J. Pérez D.,  
Para optar al Título  
de Ingeniero Químico

Caracas, Noviembre de 2013

Caracas, 2013

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por el TSU Alexander J Pérez D., titulado:

**EVALUACIÓN DE LA OPERATIVIDAD DE LA UNIDAD DE  
DESALACIÓN DEL MEJORADOR DE CRUDO EXTRAPESADO DE  
PDVSA-PETROMONAGAS**

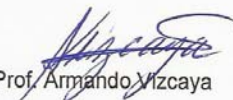
Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al título de Ingeniero Químico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran APROBADO.



Prof. Humberto Kum  
Jurado



Ing. Raúl Paéz  
Jurado



Prof. Armando Vizcaya  
Tutor

## **DEDICATORIA**

Este triunfo va dedicado a mi abuela María Rojas, que físicamente ya no se encuentra conmigo, pero que espiritualmente siempre estará conmigo, a ese ser tan especial que siempre me apoyo en todo momento, a pesar de las adversidades, siempre estuvo allí incondicionalmente .brindándome todo su amor de Madre en los momentos buenos y malos; siempre te tengo presente en cada momento de mi vida.

## **AGRADECIMIENTOS**

A Dios por sobre todas las cosas.

A mis Padres primeramente por haberme dado la vida y porque siempre estuvieron allí pendiente de apoyarme siempre en todas y cada una de las metas que me he propuesto; este triunfo también es de Ustedes.

A la Ilustre Universidad Central de Venezuela, mi alma mater, donde tuve la oportunidad de crecer no solo a nivel profesional sino también a nivel personal, y hoy y siempre me siento orgulloso de ser Ucevista y de haber tenido la dicha de estudiar en la máxima casa de estudios de nuestro país, la casa que vence las sombras.

A mi Tutor Académico Prof. Armando Vizcaya por todo el apoyo brindado durante toda la carrera, por esos consejos oportunos, esos llamados de atención que siempre tuvieron como propósito lograr que las cosas siempre salieran mucho mejor.

A mi Tutora Industrial Ing. Astrid Bastardo, ya que siempre estuvo conmigo en todo momento brindándome su ayuda y gracias a ella fue posible que este trabajo diera un aporte significativo e importante para mejorar el proceso Productivo de la empresa.

A la empresa PDVSA-Petromonagas, por darme la oportunidad de poder efectuar el presente trabajo en sus instalaciones.

Al Ing. José Luis Moreno, porque a pesar de sus múltiples ocupaciones, siempre estuvo apoyándome en todo momento.

A los Ingenieros de Procesos: Jemmy González, Jesús González, Eulogio Penoth; Yamileth Bericoto, Gustavo Rivas, Jessica Abreu, Anny Hernández, Jesús Guacaran, Ubaldo Jiménez, Patricia Higuerey, Arelis Parabacuto, Ana González y Jesús Morillo; por todo su apoyo durante la realización del presente trabajo.

Al personal de Nalco, Ing. Osman Lopez, Ing. Angel Quero y los Tecnicos José Muñoz y Landy Rey; por toda la colaboración y apoyo brindado.

A mis Hermanos, Tíos, primos y demás familiares que siempre han estado allí apoyándome incondicionalmente todo momento.

Al Prof. Douglas González, ya que a lo largo de mi carrera siempre me brindo su ayuda en todo momento.

A mis Profesoras Anubis Pérez y Mariluz Alonso, gracias por siempre estar pendiente de apoyarme en todo momento a lo largo de toda la carrera.

A mis Profesores Jhonny Vásquez; Humberto Kum, Luis García, Andrés Rosales, Omaira Camacaro, Leonardo Oropeza, Alejandra Meza, María Rodríguez, Alí Lara, Carolina Pfaff, Adriana García; porque cada uno de ellos me transmitió el conocimiento necesario para ser Ingeniero Químico de la UCV.

A mis amigos incondicionales Vanessita, El Chino, Enna, Rosangela, Therry, Karen, Eglenis, Ange; porque siempre estuvieron compartiendo y apoyándome durante toda la carrera.

A mis amigos y colegas del IUT, Lessa, Andreina y Angel porque al igual que yo siempre compartimos la misma meta de ser cada vez mejores profesionales y de continuar estudiando para lograr ser lo que hoy somos Ingenieros de la República.

A mis amigos Ricardo, Manuel Antelo, Carlos García, Alfonso, Antonio Bottini, Giovanni, Rosmery, Paula, Robert, Barbara Galindo; Miguel Galindo, Yirvida y Dangela; además de todos los demás buenos amigos y compañeros de la escuela de Ingeniería Química de la UCV.

A Iraida y Leudith, porque siempre creyeron en mí y me apoyaron en todo momento.

Al Sr. Armando Martinez por toda su ayuda y sus enseñanzas durante mi estadía en la escuela y en el Laboratorio de Operaciones Unitarias.

A todos los que mencione y los que no pude mencionar por cuestiones de espacio, mis más sinceras e infinitas Gracias.

**Pérez D., Alexander J.**

**EVALUACIÓN DE LA OPERATIVIDAD DE LA UNIDAD DE DESALACIÓN  
DEL MEJORADOR DE CRUDO EXTRAPESADO DE PDVSA-  
PETROMONAGAS**

**Tutor académico: Prof. Armando Vizcaya Tutor industrial: Ing. Astrid  
Bastardo. Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería  
Química.2013, 74 pp.**

**Palabras claves:** < Desalación, Deshidratación, Desemulsionantes, Crudos  
extrapesados, PDVSA-Petromonagas >

**Resumen:** Se realizó una evaluación en la unidad de desalación del Mejorador de crudo extrapesado de PDVSA-Petromonagas, con la finalidad de optimizar el funcionamiento de dicha unidad; para ello fue necesario llevar a cabo una evaluación de la unidad de desalación existente en el Centro Operacional Petromonagas (COPEM) para identificar las causas que generan el alto contenido de sales (PTB) a la entrada de la unidad de desalación del Mejorador Petromonagas. Igualmente se diseñó un plan de ajuste, que fue implementado en los desaladores D-1201A/B. Los ajustes realizados a las variables operacionales se hicieron en tres fases, donde en la FASE I se modificó la caída de presión en la válvula de mezclado, teniendo como resultado un valor óptimo en 12 psi; en la FASE II se efectuó variación en el porcentaje de agua de lavado (salmuera/agua despojada), obteniendo como valor óptimo de 7.1% (4.0%/3.1%) y la FASE III se realizó variación en la dosificación del químico de desemulsionante, obteniendo como concentración óptima de 9 ppm. Por otro lado las eficiencias obtenidas de deshidratación/desalación fueron en promedio de 90% y 86% respectivamente, el contenido de aceites y grasas en la corriente de salmuera efluente de los desaladores estuvo en un rango comprendido entre 300-400 ppm y se obtuvo una disminución en el consumo de químico desemulsionante que representa un ahorro del 30% . .

## ÍNDICE DE CONTENIDO

<b>CAPÍTULO I. FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN</b> .....	2
I.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA .....	2
I.2 ANTECEDENTES.....	3
I.3 OBJETIVOS .....	8
I.3.1 Objetivo General .....	8
I.3.2 Objetivos Específicos.....	8
<b>CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO</b> .....	9
II.1 PROCESO DE DESALACIÓN.....	9
II.1.1 Eficacia de Mezcla .....	10
II.1.1.1 Mezclado Insuficiente .....	11
II.1.1.2 Mezclado óptimo .....	12
II.1.1.3 Exceso de Mezcla .....	12
II.1.2 Sal Residual.....	12
II.1.2.1 Cloruros .....	13
II.1.2.1.1 Hidrolisis .....	13
II.1.2.1.2 Reacciones de corrosión: .....	14
II.1.2.1.3 Remoción .....	15
II.1.2.1.4 Salmuera con un contenido de Aceites y Grasas .....	16
II.1.3 Separación.....	16
II.1.3.1 La Ley de Stokes .....	16
II.1.3.2 Diferencia de Densidad: .....	17
II.1.3.2.1 El efecto de la diferencia de densidad.....	18
II.1.3.3 Viscosidad del Crudo .....	19
II.1.3.4 Tiempo de residencia.....	20
II.1.3.5 El papel de la coalescencia .....	21
II.1.3.6 Campo eléctrico.....	21
II.1.3.7 Corriente Directa (DC) o Corriente Alterna (AC).....	23
II.1.3.7.1 La fuerza de atracción .....	23
II.1.3.8 Temperatura.....	24
II.1.4 Agua de lavado.....	24

II.1.5	Químicos surfactantes .....	26
II.1.6	Desemulsionantes:.....	27
II.2	DISEÑO BASICO DE UN DESALADOR .....	28
II.2.1	Diseño del Equipo y Tiempo de residencia.....	28
II.2.2	Partes de un Desalador .....	29
<b>CAPÍTULO III. MARCO METODOLÓGICO .....</b>		<b>31</b>
III.1	EVALUACIÓN DEL PROCESO DE DESALACIÓN EXISTENTE EN EL CENTRO OPERACIONAL PETROMONAGAS.....	31
III.2	DETERMINACIÓN DE LAS CAUSAS QUE OCASIONAN LAS FALLAS OPERACIONALES EN LA DSU, ASÍ COMO SU IMPACTO EN EL PROCESO, POR MEDIO DE LA RECOPIACIÓN Y COMPARACIÓN DE DATOS EN CAMPO Y DE CONSOLA.....	31
III.3	EVALUACIÓN DEL IMPACTO DEL TRATAMIENTO QUÍMICO DE DESEMULSIFICACIÓN APLICADO EN LA DSU Y CÓMO REPERCUTE EN LA EFICIENCIA DEL PROCESO DE DESALACIÓN.....	32
III.4	EVALUACIÓN Y COMPARACIÓN DE LA OPERACIÓN DE LA DSU CON LAS UNIDADES DE DESALACIÓN DE LOS OTROS MEJORADORES DEL COMPLEJO JOSÉ ANTONIO ANZOÁTEGUI Y LA REFINERÍA DE PUERTO LA CRUZ. ....	33
III.5	IDENTIFICAR Y PROPONER ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN A LOS PROBLEMAS OPERACIONALES DE LA UNIDAD DE DESALACIÓN DEL MEJORADOR DE PDVSA-PETROMONAGAS.....	34
<b>CAPÍTULO IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS .....</b>		<b>35</b>
III.1	CONDICIONES PREVIAS DE LOS DESALADORES D-1201 A/B AL DESARROLLO DEL PLAN DE AJUSTES PROPUESTO. ....	35
III.1.1	Especificaciones del Crudo Diluido (DCO) que alimenta a los Desaladores.....	35
III.1.2	Temperatura de Entrada .....	37
III.1.3	Condiciones de Salida del Crudo Desalado .....	38
III.1.4	Etapa de Mud Wash (Lavado de lodo).....	42
III.1.5	Análisis de las Corrientes.....	42
III.1.6	Verificación de interfaces y toma de muestras .....	43
III.1.7	Comportamiento de las variables operacionales durante el muestreo ..	43
III.1.8	Establecimiento de la mejor condición Operacional.....	44
III.1.8.1	Variación de la válvula de mezclado $\Delta P$ .....	44
III.1.8.2	Variación del porcentaje volumétrico de agua de lavado .....	47

III.1.8.3	Variación de dosis de desemulsionante (EC-2472).....	49
III.1.8.4	Estudio económico.....	51
III.2	CONDICIONES OPERACIONALES DE LOS DESALADORES DEL CENTRO OPERACIONAL PETROMONAGAS (COPEM) .....	52
III.2.1	Condiciones del Crudo Diluido (DCO) que alimenta a los Desaladores de COPEM .....	52
III.2.2	Condiciones del Crudo Diluido (DCO) a la salida de los trenes de Desalación de COPEM.....	54
III.2.3	Esquema de producción actual del Centro Operacional Petromonagas (COPEM).....	57
III.3	COMPARACIÓN DE LA OPERACIÓN DE LA DSU DEL MEJORADOR PETROMONAGAS CON LAS UNIDADES DE DESALACIÓN DE LOS DEMÁS MEJORADORES DEL COMPLEJO JOSÉ ANTONIO ANZOÁTEGUI Y LA REFINERÍA DE PUERTO LA CRUZ. ....	59
	<b>CAPÍTULO V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</b> .....	61
V.1	CONCLUSIONES .....	61
V.2	RECOMENDACIONES.....	63
	<b>CAPÍTULO VI. BIBLIOGRAFÍA</b> .....	65
APÉNDICE A.	Título de Apéndice .....	67
[ANEXO A]	Título de Anexo .....	68
[ANEXO B]	Título de Anexo .....	70

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura N° 1. Caída de Presión en la válvula de mezcla. ....	11
Figura N° 2. Caída. Porcentaje de Sal en el crudo desalado vs caída de presión en la válvula de mezcla.....	11
Figura N° 3. Temperature-Density for Oils, Water, and Brine.....	19
Figura N° 4. Characteristic Temperature-Viscosity Relations for Crude Oils.....	20
Figura N° 5. Gota de Agua cuando no hay campo eléctrico .....	22
Figura N° 6. Dipolo inducido en cada gota de agua debido al campo eléctrico aplicado .....	22
Figura N° 7. Fenómeno de atracción entre dos gotas de agua debido a la acción del campo eléctrico .....	23
Figura N° 8. Fuerza de Atracción vs Distancia .....	25
Figura N° 9. Eficiencia de deshidratación vs Porcentaje de Agua de lavado .....	26
Figura N° 10. Tiempos de Residencia típicos para tres tipos de crudo.....	29
Figura N° 11. Partes de un Desalador .....	30
Figura N° 12. Comportamiento del contenido de sales PTB a la entrada de los desaladores D-1201A/B. ....	36
Figura N° 13. Comportamiento de la gravedad API del crudo Diluido DCO Alimentación a los desaladores D-1201A/B.....	36
Figura N° 14. Comportamiento del contenido de agua y sedimento del crudo Diluido DCO Alimentación a los desaladores D-1201A/B.....	37
Figura N° 15. Comportamiento de la temperatura de entrada en los desaladores D-1201A/B.....	38
Figura N° 16. Comportamiento del %AyS a la salida en los desaladores D-1201A/B. ....	39
Figura N° 17. Concentración en PTB de sal a la salida de los Desaladores D-1201A/B.....	40
Figura N° 18. Porcentajes de Eficiencias de Deshidratación/Desalación D-1201A. .	40
Figura N° 19. Porcentajes de Eficiencias de Deshidratación/Desalación D-1201B. .	41

Figura N° 20. Contenido de Aceites y Grasas en la Salmuera efluente de los desaladores D-1201A/B. ....	42
Figura N° 21. . Eficiencias de Deshidratación / Desalación en función de la variación de la Caída de Presión en la válvula de mezcla para el Desalador .....	45
Figura N° 22. Variación del contenido de Aceites y Grasas en función de la variación de la Caída de Presión en la válvula de mezcla para el desalador D-1201 B .....	46
Figura N° 23. Eficiencias de Deshidratación / Desalación en función de la variación del porcentaje de Agua de Lavado para el Desalador D-1201 B. ....	48
Figura N° 24. Variación del contenido de Aceites y Grasas en función de la variación del porcentaje de Agua de Lavado para el Desalador D-1201B. ....	49
Figura N° 25. Eficiencias de Deshidratación / Desalación en función de la variación de la dosis del químico desemulsionante para el Desalador D-1201 B. ....	50
Figura N° 26. Variación del contenido de Aceites y Grasas en función de la variación de la dosis del químico desemulsionante para el Desalador D-1201 B. ....	51
Figura N° 27. Comportamiento de la gravedad API del crudo Diluido DCO Alimentación a la planta de COPEM. ....	53
Figura N° 28. Comportamiento del %AyS de la Alimentación a la planta de COPEM .....	53
Figura N° 29. Comportamiento del %AyS a la salida del tren 1 de desalación COPEM.....	54
Figura N° 30. Comportamiento del %AyS a la salida del tren 2 de desalación COPEM.....	55
Figura N° 31. Comportamiento del Contenido de sales (PTB) a la salida del tren 1 de desalación COPEM .....	56
Figura N° 32. Comportamiento del Contenido de sales (PTB) a la salida del tren 1 de desalación COPEM .....	57
Figura N° 33. Esquema de Producción Actual del Centro Operacional Petromonagas .....	58

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla N° 1. Reacciones de Hidrolisis de las Sales de Ca, Mg y Na .....	13
Tabla N° 2. Análisis de las corrientes. ....	42
Tabla N° 3. Estudio económico.....	52
Tabla N° 4. Cuadro Comparativo de las unidades de Desalación de los Mejoradores del Complejo de José y de la refinería de Puerto la Cruz. ....	60

## INTRODUCCIÓN

En los mejoradores de crudo extrapesado, la unidad de desalación (DSU) es la encargada de procesar el crudo diluido procedente de las áreas de explotación y producción, para garantizar que el crudo diluido desalado y deshidratado obtenido, cumpla con las especificaciones requeridas las unidades aguas abajo del proceso (destilación atmosférica, destilación al vacío, hornos y unidad de coquificación retardada), para que la operación e integridad mecánica de los equipos (hornos, torres, intercambiadores, bombas, etc.) no sean impactadas negativamente a consecuencia de los procesos de corrosión, taponamiento por incrustaciones de sales, formación de coque en líneas de proceso, entre otros.

Actualmente en la unidad de desalación del mejorador de crudo extrapesado de PDVSA-Petromonagas, se han venido presentado una serie de problemas operacionales, los cuales han generado como consecuencia la disminución en la eficiencia de la misma; por tal motivo, el presente trabajo tiene como finalidad llevar a cabo una evaluación de la unidad de desalación del mejorador de crudo extrapesado de PDVSA-Petromonagas, esto con el propósito de identificar todos y cada uno de los problemas operacionales que allí se presentan, y se diseñó posteriormente una serie de estrategias que permiten en el corto y mediano plazo, dar respuesta a cada uno de los problemas presentados en la mencionada unidad.

# CAPÍTULO I

## FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

### I.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Todo complejo de mejoramiento de crudos está conformado por diversas unidades de procesos, cada una de las cuales cumple un propósito determinado dentro del esquema de procesamiento del crudo. Particularmente la unidad de Desalación de Crudo es fundamental ya que en ésta el crudo proveniente de las áreas de producción es tratado con la finalidad de remover las sales, agua y sedimentos, todo esto para garantizar una corriente de crudo desalado de alta calidad, es decir, que tenga un contenido de sales  $\leq 2$  PTB.

El proceso de desalación remueve las sales de líquidos como el crudo. El crudo producido es una mezcla de hidrocarburos, líquidos, agua, gas natural y sales. El gas natural y el agua libre son removidas fácilmente por gravedad. Las sales son disueltas en agua, denominada salmuera excepto por una pequeña porción de sal cubierta por crudo. Por consiguiente removiendo el agua, se extrae las sales del crudo; este proceso debe efectuarse de forma tal que la eficiencia del mismo sea la deseada (90% Eficiencia de Desalación y 95% Eficiencia de Deshidratación), ya que de lo contrario se generarían problemas de corrosión en líneas y equipos a causa de la formación de ácido clorhídrico (HCl) por hidrólisis de las sales (que son fundamentalmente cloruros de Na, Ca y Mg), y en presencia de agua a bajas temperaturas, con consecuentes reducciones del factor de servicio, por frecuentes paradas de planta; por otra parte se pueden producir desactivación de catalizadores (como consecuencia del envenenamiento de los mismos) en las unidades de Hidrotratamiento de Naftas (NHT) y Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC), obstrucciones en las líneas de precalentamiento de los hornos en destiladoras tanto atmosféricas como de vacío y otras unidades aguas abajo, tales como coquificación, entre otras por alto contenido de Na, también ocurren alteraciones operacionales en la columna de destilación

atmosférica por el alto contenido de agua, toda esta situación incrementa los costos de mantenimiento y disminuye la vida útil de las líneas y equipos.

En el mejorador de crudos extrapesados de PDVSA-Petromonagas la unidad de Desalación (DSU) ha venido presentando varios problemas operacionales (entre los cuales están: corrientes de crudo a la entrada y salida de la unidad fuera de la especificación de diseño del equipo, esto debido al alto contenido de sales (PTB) y alto porcentaje de agua y sedimentos (BS&W), igualmente la corriente de salmuera efluente del desalador se encuentra fuera de las especificaciones de diseño del equipo por presentar un alto contenido de aceites y grasas (>500 ppm) ), los cuales generan disminuciones en la eficiencias del proceso, la cuales deben estar en un 90% y 95% (diseño) vs 80% y 85% (operación actual) de Desalación/Deshidratación respectivamente; en tal sentido, se ha considerado realizar una evaluación de toda la unidad, considerando cada una de las variables claves del proceso (temperatura de entrada al desalador, presión del desalador, contenido de sales (PTB) en las corrientes de entrada y salida de la unidad, flujo de crudo que entra a la unidad, dosis de químico desemulsionante, entre otras), con el propósito de determinar cuáles son las variables críticas que generan las perturbaciones (deficiencias en el suministro de vapor de entrada al tren de precalentamiento de crudo que alimenta a los Desaladores, deficiencias en el suministro de agua despojada proveniente de la unidad de aguas agrias, la cual se emplea como agua de lavado en la unidad de desalación) que afectan directamente el desempeño o la eficiencia operacional de la unidad. La Empresa PDVSA-Petromonagas ha propuesto la realización de este Trabajo Especial de Grado de manera de precisar y solventar los problemas operacionales antes descritos y aumentar la eficiencia del proceso.

## **I.2 ANTECEDENTES**

En esta sección se presenta una breve descripción de algunos trabajos que sirven como referencia para esta investigación:

En Agosto de 2009 en el Mejorador PDVSA-Petromonagas se llevó a cabo una evaluación de cómo afecta el cambio de dieta, en la operación de los desaladores, la

torre de destilación atmosférica y los equipos asociados a la misma en las Unidades de Desaladores (DSU) y Recuperación de Diluyente (DRU), debido a que la operación de estos equipos se vió afectada negativamente durante el mes anterior, debido a la recepción de baches de crudo diluido procedentes de Petrolera Sinovensa, con un contenido de sales que excedía el límite requerido por los Desaladores, que pueden procesar crudo con un máximo de 30 PTB.

Al procesar crudos con contenido de sales elevados, estos equipos no remueven las sales hasta los límites operacionales permitidos en la unidad DRU (máximo 2 PTB).

Del resultado de esta evaluación surgió la necesidad de hablar con el personal encargado de la distribución de los baches para que mantengan informado al personal de Petromonagas cuando envíen baches de crudo diluido con otra especificación y así poder planificar alguna estrategia para el procesamiento de estos crudos.

En Mayo del 2010 se vuelve a realizar una evaluación del impacto generado en la unidad de desalación del Mejorador PDVSA-Petromonagas como consecuencia del cambio en la dieta del crudo diluido que alimenta al mejorador, ya que la operación de los desaladores se ve afectada negativamente cuando se procesan crudos provenientes de otros campos operacionales distintos a COPEM, el parámetro más significativo que afecta la operación del mejorador es el contenido de sales en el crudo diluido. Desde el inicio del mes de abril del año 2010 el contenido de sales en el crudo diluido reporto valores entre 19.7 y 46.5 PTB. Adicionalmente se observó que los rendimientos de los cortes y de producción de crudo mejorado se vieron afectados durante los últimos días del mes de abril y los primeros días del mes de mayo, el comportamiento de estos rendimientos, se observa cuando se procesa crudo diluido proveniente del campo de producción de Petropiar. Por otra parte el contenido de sal en el crudo desalado presentó valores superiores al valor de diseño (2 PTB).

Los resultados de esta evaluación indicaron que se debe hacer un incremento en el consumo de químico en los Desaladores, para minimizar un poco el impacto sobre la operación de los mismos; por otro lado se reitera la necesidad de hablar con el personal encargado de la distribución de los baches y así poder planificar alguna estrategia para poder procesar estos crudos, igualmente se acordó gestionar la

adquisición de químico desemulsionante para ayudar al proceso de Desalación/Deshidratación, para procesar el volumen contenido en los tanques de alimentación ya que se requieren seis días para una carga de 145.0MBPD y se necesitan 800 galones de desemulsionante.

En el trabajo realizado por **Martell Jennifer (2011)** se efectuó una evaluación de tecnologías para la desalación del crudo diluido proveniente de la Faja Petrolífera del Orinoco que recibe la empresa Petromonagas, llevando a cabo pruebas de eficiencia a escala de laboratorio con seis (6) productos desemulsionantes. Luego se prepararon emulsiones de agua en crudo con un porcentaje en volumen de crudo de 90 %, este volumen se empleó debido a que las emulsiones típicas en desalación tienen aproximadamente esa composición. Para desestabilizar las emulsiones se aplicaron dos tecnologías de rompimiento de emulsión: prueba de botella y deshidratación electrostática, combinadas con tratamiento químico y térmico. Se determinó que el mejor producto desemulsionante fue el L-1251 de la empresa Lipesa, con una calidad mediante las pruebas Thief y Compuesta de 0,8 % v/v de agua y sedimentos mediante la prueba botella y de 0,4% v/v mediante deshidratación electrostática. En cuanto a la remoción de sales en el crudo deshidratado para las condiciones de tratamientos evaluadas, el producto L-1251 aportó la mejor eficiencia en la desalación del crudo diluido (16 °API): 94% (2,17 PTB) con el deshidratador electrostático y 82% (6,27 PTB) con prueba de botellas, siendo la tecnología de campo eléctrico con el deshidratador electrostático la más eficiente para la remoción de sales.

El aporte de esta investigación para el presente trabajo es que permite la comprensión de la acción del aditivo desemulsionante en el proceso de rompimiento de la emulsión, por otra parte se logró determinar que el aditivo desemulsionante empleado actualmente en la unidad de desalación del Mejorador Petromonagas es el más efectivo.

**Quintero Ingemar (2012)**, efectuó la construcción y evaluación de un sistema continuo de tratamiento para la deshidratación de tres (3) muestras de material de fosas de producción, empleando la separación electrostática como mecanismo de desestabilización, con la inclusión de un medio coalescedor como promotor de la

coalescencia de las gotas de agua emulsionadas sin la adición de desemulsionante. Se evaluaron 5 medios coalescedores de distinta mojabilidad, los cuales se incorporaron en una celda de 5,0 cm<sup>3</sup> con 2 electrodos planos de cobre. Se aplicó un campo eléctrico de corriente continua (AC) y otro de corriente directa (DC) y posterior centrifugación para la recuperación de las fases de la emulsión. La intensidad del campo estuvo limitada por la presencia de un corto eléctrico en el sistema debido a un fenómeno de percolación. Las pruebas se realizaron variando el tiempo de residencia de la emulsión en la celda de aplicación de campo eléctrico. Para la muestra de la fosa Acema-100 se logró recuperar un 97 % del agua emulsionada. En las experiencias con la fosa Merey-31 no se observó agua libre luego de aplicado el tratamiento, para lo cual se empleó la técnica de microscopía óptica. Para la cuantificación del grado de desestabilización de esta emulsión, se empleó un Factor de desestabilización (FD) mediante el cual se evaluó la magnitud del cambio producido en el tamaño de gotas de la emulsión por efecto del campo eléctrico y el medio coalescedor. Sin embargo, no fue posible realizar las experiencias con la fosa Guara-2 por su elevada viscosidad. Los resultados obtenidos para las muestras de las fosas Acema-100 y Merey-31 coinciden en que las mayores tasas de coalescencia se obtienen cuando se utiliza un medio coalescedor mojable a la fase continua, cuando se aplica un campo eléctrico DC y se garantiza un alto tiempo de residencia de la emulsión en el sistema. Se determinó que el efecto desestabilizador del medio coalescedor está asociado a un fenómeno de adsorción de surfactantes, el cual depende de la mojabilidad del material empleado, y que la eficiencia de la separación se ve afectada principalmente por la viscosidad de la emulsión. Esta investigación sirve de referencia para el estudio de la deshidratación electrostática y la incidencia directa en la desestabilización de la emulsión en términos del fenómeno de coalescencia de las gotas en ausencia de químico desemulsionante y bajo la acción del campo eléctrico de corriente directa y corriente continua.

**González Mayerling (2012)** estudió la desestabilización electrostática continua del material de una fosa (Acema 100) de producción de crudo, para ello diseñó un montaje en continuo de calentamiento y campo eléctrico, para la parte de

calentamiento se contó con una resistencia que proporcionaba calor al tanque y para evitar las pérdidas de calor hacia el ambiente se aisló con fibra de vidrio. En cuanto al campo eléctrico, fue dado por dos geometrías de celda, un campo eléctrico uniforme con una celda plana y en la celda cilíndrica un campo no uniforme. Se estableció una temperatura de operación para garantizar un tiempo de residencia de la muestra en la celda. Para obtener mayor información de la muestra, se determinó su densidad, viscosidad y se llevó a cabo el análisis SARA, para de esta manera obtener una base más sólida en la justificación de las causas de los resultados obtenidos. Mediante el diseño experimental factorial  $2^n$ , se calcularon los efectos más resaltantes en la desestabilización de la emulsión, como el crecimiento del tamaño de gotas de agua una vez aplicado el campo, con respecto a la muestra original, para las variables involucradas como: la geometría de la celda, el voltaje aplicado, tipo de corriente y tiempo de residencia en la celda. Se utilizó microscopía óptica para observar los cambios de la muestra ocasionados por los mecanismos de coalescencia. Los resultados más resaltantes para este Trabajo Especial de Grado relacionados al Diseño Factorial dan como efecto principal a la geometría de celda cilíndrica con un porcentaje de confiabilidad de 99,95%, en cuanto al efecto de dos variables es la interacción de celda cilíndrica y corriente AC que es relevante en un 99,82% de confiabilidad. En cuanto a la separación de fases obtenida luego de centrifugar las muestras solo se dió en las celdas planas, con la combinación de voltaje alto, corriente DC y tiempo de residencia bajo con un porcentaje de separación de agua de 9,6 % en volumen. El aporte de esta investigación para el presente trabajo radica principalmente en los efectos obtenidos en el proceso de deshidratación electrostática cuando ocurren variaciones en la geometría de la celda, el voltaje aplicado, tipo de corriente y el tiempo de residencia; lo cual sirve como referencia para poder estimar los resultados que se pueden obtener en la unidad de desalación bajo ciertas condiciones de proceso, así como también efectuar ajustes en las variables de proceso que permitan optimizar el funcionamiento de la unidad.

### **I.3 OBJETIVOS**

En base a la información presentada, en este trabajo de investigación se plantea el siguiente objetivo general y los objetivos específicos

#### **I.3.1 Objetivo General**

Evaluar la Operatividad de la Unidad de Desalación (DSU) del Mejorador PDVSA-Petromonagas del Complejo Industrial José Antonio Anzoátegui.

#### **I.3.2 Objetivos Específicos**

1. Evaluar el Proceso de Desalación existente en el Centro Operacional Petromonagas.
2. Determinar las causas que ocasionan las fallas operacionales en la DSU, así como su impacto en el proceso, por medio de la recopilación y comparación de datos en campo y de consola.
3. Evaluar el impacto del tratamiento químico de desemulsificación aplicado en la DSU y cómo repercute en su eficiencia operacional.
4. Evaluar la operación de las unidades de Desalación existentes en los otros Mejoradores del Complejo José Antonio Anzoátegui y de la Refinería de Puerto La Cruz, para compararlos con la DSU del Mejorador Petromonagas.
5. Identificar y proponer alternativas de solución a los problemas operacionales de la unidad de desalación del Mejorador de PDVSA-Petromonagas.

## **CAPÍTULO II**

### **MARCO TEÓRICO**

En este capítulo se presenta la serie de conceptos teóricos que son necesarios para el entendimiento de los aspectos involucrados en el desarrollo de este proyecto.

#### **II.1 PROCESO DE DESALACIÓN**

El petróleo crudo trae consigo sales y otras impurezas, las cuales están contenidas en el agua o salmuera. El agua y el crudo son esencialmente inmiscibles, estos dos líquidos coexisten formando una mezcla bifásica de petróleo crudo y agua. En esta mezcla las gotas de salmuera son extremadamente pequeñas - aproximadamente 1 a 10 micras de diámetro, por lo que la fuerza de gravedad en estas gotas es tan baja que la sedimentación por gravedad que provocaría su separación del crudo podría tardar demasiado tiempo. Otros dos factores que trabajan contra la sedimentación por gravedad son la existencia de una gran distancia entre las gotas de salmuera y la presencia de surfactantes químicos, los cuales impiden el contacto entre las gotas de salmuera y la coalescencia de las mismas, por lo que se estaría generando una emulsión de salmuera en el crudo relativamente estable.

El objetivo de la desalación es remover la salmuera y demás contaminantes contenidos en el petróleo crudo; para obtener un crudo deshidratado y desalado, y una salmuera libre de aceites y grasas.

En el proceso de desalación el crudo es mezclado con cierta cantidad de agua fresca con el propósito de diluir la salmuera contenida en él, este proceso de mezclado se realiza de manera controlada ya que se debe mantener un equilibrio para evitar un mezclado insuficiente o por el contrario un exceso de mezcla.

Un mezclado ineficiente se genera cuando el agua fresca se mantiene en forma de grandes gotas que no pueden hacer contacto con el contenido de sales y sedimentos presentes en el crudo. Estas gotas de agua se sedimentan rápidamente, mientras que las gotas de salmuera tienden a permanecer emulsionadas en el crudo.

El exceso de mezcla puede crear una emulsión estable de agua en el petróleo crudo. Esta gran cantidad de agua entra en contacto con todas las sales e impurezas que deben ser removidas, pero debido al exceso de agua se originan pequeñas gotas esto hace que la sedimentación se dificulte. La eficiencia del proceso de desalación se controla por tres variables: la eficacia de la mezcla; el volumen de agua de lavado, y el número de etapas en la operación de desalación.

### II.1.1 Eficacia de Mezcla

El agua de lavado es inyectada en el crudo antes del dispositivo de mezclado y esto ocurre aguas arriba de la entrada al desalador. Las corrientes combinadas (crudo y agua de lavado) se mezclan, por lo general a través de un sistema que incluye una válvula de mezclado. La caída de presión a través de la válvula de mezcla controla el tamaño de las gotas de agua y la eficiencia de contacto. Esto se muestra en la Figura n° 1.

El aumento de la caída de presión en la válvula de mezcla aumenta la turbulencia y el resultado es un mayor número de gotas de agua de menor tamaño. Dependiendo del tipo de crudo, la presión de la válvula de mezcla varía de 2 o 3 psi (0,14 o 0,21 bar) hasta 30 psi (2,1 bar).

Los mezcladores estáticos, la bomba de carga de crudo sin procesar, intercambiadores de precalentamiento, e incluso la cabecera de entrada del desalador pueden contribuir a la mezcla.

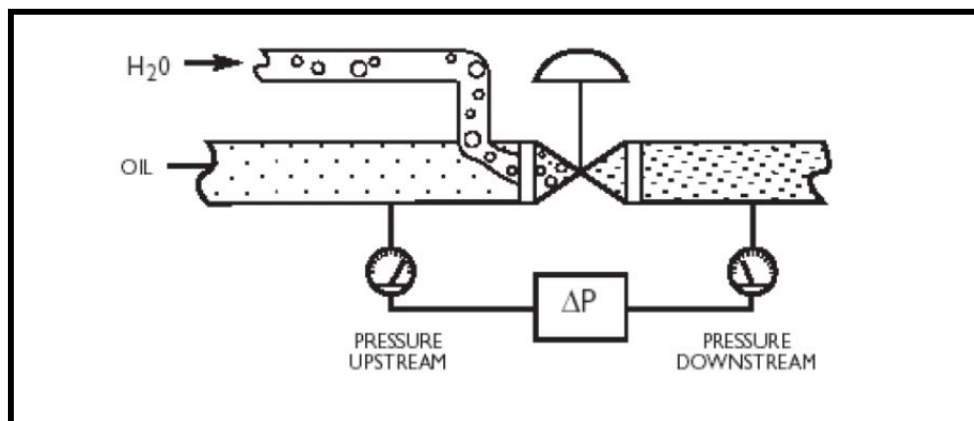


Figura N°. 1. Caída de Presión en la válvula de mezcla.

La Figura n°2 muestra el efecto de aumentar la caída de presión de la válvula de mezcla ( $\Delta P$ ). El eje de la izquierda del gráfico muestra la sal que queda en crudo desalado como libras por cada mil barriles (PTB). El eje derecho indica la cantidad de sedimentos y el agua que queda en el crudo desalado.

El gráfico ilustra los efectos de mezclado insuficiente, una mezcla óptima, y exceso de mezcla. Con un mezclado insuficiente, el agua no entra en contacto con las sales y demás contaminantes presentes en el crudo, lo cual hace que estos permanezcan en él. Con un exceso de mezcla (demasiada energía de mezcla) ocurre un aumento de sal en el crudo desalado debido al arrastre de agua.

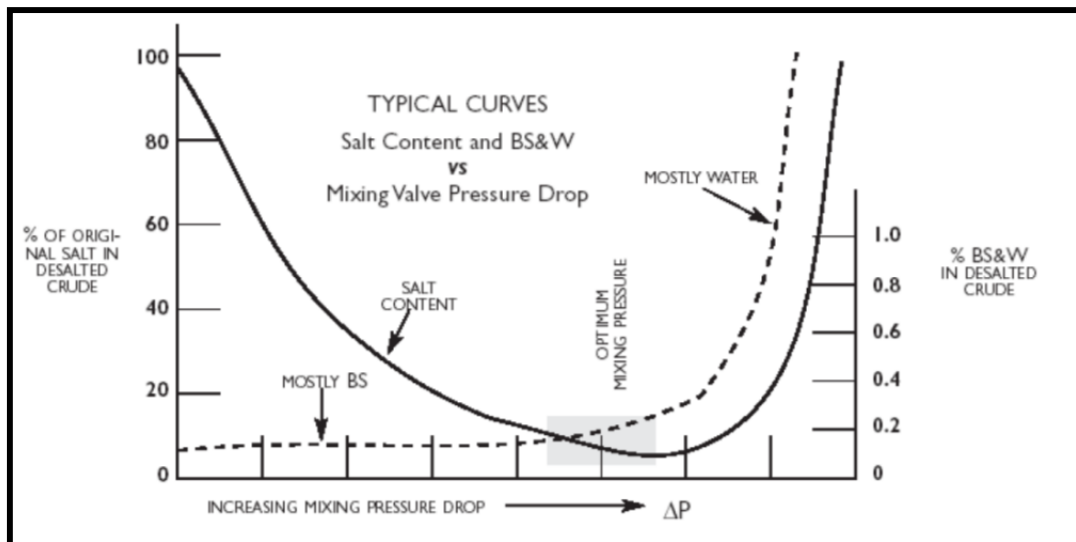


Figura N°. 2. Caída. Porcentaje de Sal en el crudo desalado vs caída de presión en la válvula de mezcla..

#### II.1.1.1 Mezclado Insuficiente

Cuando la caída de presión a través de la válvula de mezcla es baja, no se lleva a cabo un mezclado eficiente. La eliminación del agua puede parecer eficaz, ya que casi toda

el agua de lavado existe en forma de grandes gotas que se depositan de forma rápida. Sin embargo, gran parte de la salmuera y la sal presente originalmente pueden permanecer en el crudo.

#### II.1.1.2 Mezclado óptimo

El agua de lavado hace un buen contacto con la salmuera, parte de la sal permanecerá en el crudo desalado, porque una cantidad de agua permanecerá en el crudo (debido a una ligera solubilidad de agua en el petróleo crudo y la incapacidad para lograr el 100% de eficiencia de contacto).

#### II.1.1.3 Exceso de Mezcla

El lado derecho de la figura n°2 muestra las condiciones desfavorables cuando la caída de presión a través de la válvula de la mezcla es muy alta. Como el contacto entre las fases agua y crudo ha sido muy eficaz, el agua ahora está bien emulsionada y no se puede remover dado que la sal reside en el agua y se adhiere alrededor de esta. Si bien esta situación causa problemas en el petróleo crudo que sale del desalador, también puede causar problemas en el propio equipo, tales como:

1. Gotas de agua salada que conducen la electricidad, lo que significa aumento en la corriente a través de la red eléctrica del desalador.
2. A medida que aumenta la corriente, ocurre una disminución en el voltaje, lo que reduce aún más el campo eléctrico que ayuda a la coalescencia y la separación.

### **II.1.2 Sal Residual**

Cloruros, sulfatos, y carbonatos de sodio (Na), magnesio (Mg) y calcio (Ca):

Las sales más típicas son cloruros, sulfatos y carbonatos de sodio, magnesio y calcio; la composición de sal depende del crudo y del yacimiento de proveniencia, pero en la mayoría de los casos las sales primarias son cloruros. Los cloruros son las sales que producen ácido, creando cloruro de hidrógeno que causa corrosión en los sistemas generales de las torres de destilación de crudo. Los carbonatos y sulfatos son las sales que se forman cuando el agua se evapora.

### II.1.2.1 Cloruros

La cantidad de sales de cloruro presentes en un producto en bruto se expresa en libras por cada mil barriles, o PTB, las proporciones típicas son: el sodio (Na), 75% de las sales totales, el magnesio (Mg), 15% del total, y el calcio (Ca), 10% del total.

Cloruros de magnesio y calcio son las principales fuentes de ácido clorhídrico que producen corrosión, por su parte el cloruro de sodio también contribuye, pero en un grado mucho menor. Aceptable

La mayor parte de las sales presentes en el crudo se disuelven en agua, pero en algunos casos, las sales cristalinas también pueden dispersarse a través del crudo.

#### II.1.2.1.1 Hidrolisis

Las altas temperaturas en las unidades de crudo ayudan a promover una reacción química conocida como hidrólisis, donde las sales de cloruro se descomponen para formar ácido clorhídrico (HCl). En la tabla n°1 se muestra cómo se hidrolizan los tres cloruros y la temperatura a la que cada reacción se vuelve significativa.

Tabla N° 1. Reacciones de Hidrolisis de las Sales de Ca, Mg y Na .

<b>Reacción de Hidrólisis</b>	<b>Temperatura</b>
$\text{MgCl}_2 + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Mg}(\text{OH})_2 + 2\text{HCl}$	250 ° F/121 ° C
$\text{CaCl}_2 + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Ca}(\text{OH})_2 + 2\text{HCl}$	400 ° F - 450 ° F/204 ° C - 232 ° C
$\text{NaCl} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{NaOH} + \text{HCl}$	> 1000 ° F/537 ° C

Es evidente que, las sales de calcio y magnesio son las grandes productoras de HCl, ya que las temperaturas de las unidades de crudo raramente alcanzan 1000 ° F/537 ° C. El cloruro de sodio puede contribuir a la producción de HCl en partes del proceso donde las temperaturas son más altas, por ejemplo, la unidad de vacío y en los hornos.

Los productos de las reacciones anteriores se comportan de la siguiente manera:

- El gas de cloruro de hidrógeno (HCl) se mezcla con vapor de agua para formar ácido clorhídrico, un ácido extremadamente corrosivo.

El hidróxido de calcio, magnesio y el cloruro de sodio, dejan la unidad de crudo con la corriente de fondo.

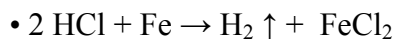
La cantidad de hidrólisis que se genera, depende de la presencia de agua para que ocurra la misma, así como también de la temperatura, ya que a temperaturas superiores a 250 ° F/121 ° C, la hidrólisis se vuelve cada vez más importante y el potencial de corrosión del sistema aumenta, y las unidades de crudo generalmente funcionan a temperaturas muy por encima del punto en el que la hidrólisis se vuelve significativa.

Por otra parte, el porcentaje de sal hidrolizada es inversamente proporcional a la cantidad de sal presente en el crudo, contrariamente a lo que se espera, un mayor porcentaje de ácido se produce cuando el contenido de sal residual es bajo, de hecho, por muy bajo contenido de sal, más cloruro de hidrógeno parece que sería generado por el calcio y el magnesio, lo que sugiere que el cloruro de sodio en sí también se puede hidrolizar bajo ciertas condiciones, o que el crudo pueda contener cloruros orgánicos que se descomponen.

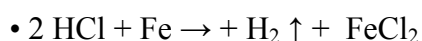
El cloruro de hidrógeno gaseoso por sí mismo no es particularmente corrosivo, el verdadero problema de la corrosión se produce cuando este gas se mezcla con agua.

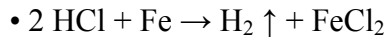
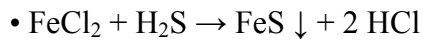
#### *II.1.2.1.2 Reacciones de corrosión:*

Cuando el cloruro de hidrógeno gaseoso se mezcla con agua, forma ácido clorhídrico, que ataca inmediatamente a los metales de hierro, una reacción típica es:



Esto puede convertirse en un círculo vicioso en presencia de sulfuro o mercaptanos de hidrógeno de cadena corta que se pueden descomponer en sulfuro de hidrógeno. El sulfuro de hidrógeno reacciona con el cloruro ferroso a partir de la reacción anterior para formar todavía más ácido clorhídrico, lo que crea más cloruro ferroso, como se muestra a continuación:





La mejor manera de controlar la corrosión por ácido es eliminar los cloruros.

Importancia de las sales residuales mínimas:

Es importante considerar los niveles de sal residual en términos absolutos, no como un porcentaje de remoción.

Los sulfatos y carbonatos de magnesio y calcio se forman cuando el agua se evapora en el tren de precalentamiento, esto ensucia la unidad y aumenta los costos de mantenimiento. En los intercambiadores de calor, el ensuciamiento reduce la transferencia de calor, lo que hace requerir combustible adicional para mantener la temperatura adecuada, y esto, a su vez, aumenta los costos de operación.

La mayoría del cloruro de sodio se queda en el residuo atmosférico de la torre atmosférica. Si no se ha eliminado durante la desalación, la concentración habrá aumentado, debido a que la sal está presente en sólo una fracción del crudo.

Si esta corriente de fondo es procesada adicionalmente en la unidad de vacío, el contenido de sal del residuo obtenido a vacío será todavía más alto, a través de este efecto de la concentración, el arrastre de cloruro de sodio a partir del desalador puede tener un efecto significativo en los combustibles residuales.

#### *II.1.2.1.3 Remoción*

La eliminación de los sólidos muy finos presenta un reto debido a que las superficies exteriores de estas pequeñas partículas están saturadas con crudo. La solución está en lograr que estas partículas puedan migrar a la fase de agua del desalador y puedan ser removidas. Los agentes humectantes proporcionan el medio más eficaz de lograr esto, a pesar de la mezcla más eficiente del agua y crudo que también ayuda.

Las eficiencias de remoción varían, dependiendo de las condiciones:

- Sin un agente humectante adecuado, sólo el 10 – 40% se puede remover en el desalador.
- Con un agente humectante, un 80% se puede remover en el desalador.

- Un aumento de la mezcla puede ayudar a asegurar que todas las partículas hacen contacto con el agua.

#### *II.1.2.1.4 Salmuera con un contenido de Aceites y Grasas*

Es uno de los parámetros más importantes en una buena desalación es la creación de una salmuera efluente libre de aceites y grasas, la cual sale por el fondo del desalador. Si esta salmuera contiene aceites y grasas, se pueden presentar mayores problemas. Aceites y grasas en la salmuera contribuyen a:

- Los problemas ambientales.
- Pérdida de petróleo crudo.
- Aumento de los gastos de explotación.

La adecuada selección química, monitoreo cuidadoso y buenas prácticas de operación son cruciales en la prevención de este problema.

### **II.1.3 Separación**

Al poner en contacto ambas fases es clave en una emulsión de crudo y agua, donde el agua está en contacto con todas las sales y el material suspendido, pero también debe ponerse en contacto con el crudo para crear una emulsión que se pueda romper.

El siguiente paso es romper la emulsión por lo que las gotas de agua pueden llevar a los contaminantes a la parte inferior del desalador y la velocidad a la que lo hacen depende de la ley de Stokes.

#### II.1.3.1 La Ley de Stokes

La separación depende de la gravedad, lo que hace que las gotas de agua se depositen en la parte inferior del desalador para su eliminación. El agua, que es soluble en el petróleo crudo, no se elimina durante el proceso de separación. La solubilidad del agua en crudo se relaciona con la gravedad y la temperatura del crudo. Hay muchos factores que afectan el efecto de la gravedad y la rapidez con que las gotas de agua se asentarán. Estos factores están contenidos en la Ley de Stokes, que se muestra en la ecuación n° 1.

A partir de la Ley de Stokes (y de nuestra experiencia en el mundo real), sabemos que las gotas de agua se asientan mejor cuando:

- Hay una gran diferencia entre la densidad del agua y la densidad del petróleo.
- La viscosidad del crudo es baja. Obviamente, el agua se separa más rápidamente de un hidrocarburo de flujo libre como la gasolina que de un crudo pesado.
- El diámetro de la gota de agua es grande. Este es un factor crítico, debido a que la velocidad se incrementa en función del diámetro al cuadrado.
- No hay suficiente tiempo para que el agua se acumule.

$$v = \frac{(\rho_2 - \rho_1) * k * g}{\nu} * d^2 = f_s * d^2 \quad \text{Ecuación 1}$$

Donde:

v= velocidad de sedimentación de Stokes (m/s).

$\rho_1$ = densidad de crudo ( $\text{kg/m}^3$ ).

$\rho_2$ = densidad del agua ( $\text{kg/m}^3$ ).

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

d= diámetro de la partícula (gota) de la fase pesada (m).

$\nu$  = Viscosidad cinemática de la fase continua (St).

k= Constante

$f_s$  = factor de Stokes (1/m.s).

### II.1.3.2 Diferencia de Densidad:

La densidad es el peso por unidad de volumen. Por ejemplo, el agua pura pesa un gramo por ml, la gasolina pesa unos 0,8 gramos / ml; crudo pesado y puede pesar hasta 0,95 gramos / ml, casi el mismo valor que el agua. En aquellos casos en que el crudo es en realidad más denso que el agua, se debe utilizar una acción de corte.

En cuanto a la API, el agua tiene una densidad de 10 ° API, mientras que los crudos que alimentan a la unidad desaladora de 40 ° API (muy liviano) a 12 ° API (muy

pesado). El Instituto Americano del Petróleo utiliza la definición de API a 60 ° F a ser:

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{\text{sp.gr}} - 131.5$$

Ecuación 2

#### *II.1.3.2.1 El efecto de la diferencia de densidad*

El proceso de desalado se hace efectivo con un alto API (baja densidad), simplemente debido a que la mayor diferencia entre la densidad del crudo y de la densidad del agua hace que la fuerza de la gravedad sea más eficaz.

Si un crudo tiene la misma densidad que el agua, sería imposible la separación, y si el crudo fuese más pesado, el desalador funcionaría al revés, con el agua saliendo por la parte superior de la unidad.

#### *Implicaciones prácticas de la diferencia de densidad*

Cuando se calienta una mezcla de crudo y agua, la densidad del crudo disminuye más rápido que la densidad del agua. Esta es una de las razones para operar el desalador a una temperatura tan alta como sea posible. Desafortunadamente, el efecto de la temperatura sobre la densidad es mayor en los crudos livianos, que ya tienen suficiente cantidad de una diferencia de densidad. (Véase la Figura n°3.)

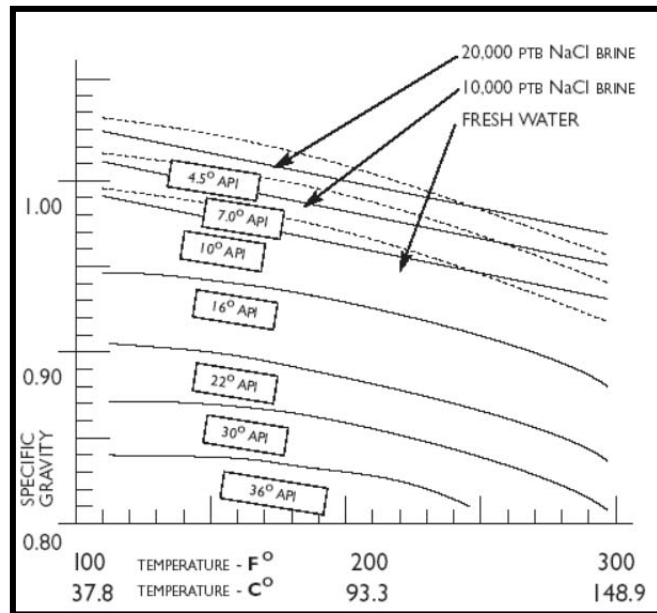


Figura N°. 3. Temperature-Density for Oils, Water, and Brine.

### II.1.3.3 Viscosidad del Crudo

A medida que aumenta la viscosidad ( $\mu$ ), la velocidad con que las gotas de agua caen a través de gotas de crudo y la separación se lleva cabo de manera más lenta.

#### Implicaciones prácticas de la viscosidad

Un aumento de 200 ° F a 300 ° F/93.3 ° C a 148,9 ° C en la temperatura de funcionamiento del desalador puede disminuir la viscosidad del crudo casi cinco veces menos para un crudo pesado. El efecto es mayor en los crudos más pesados. Para un crudo pesado, incluso a 10 ° F/5.6 ° C el cambio puede tener efectos significativos.

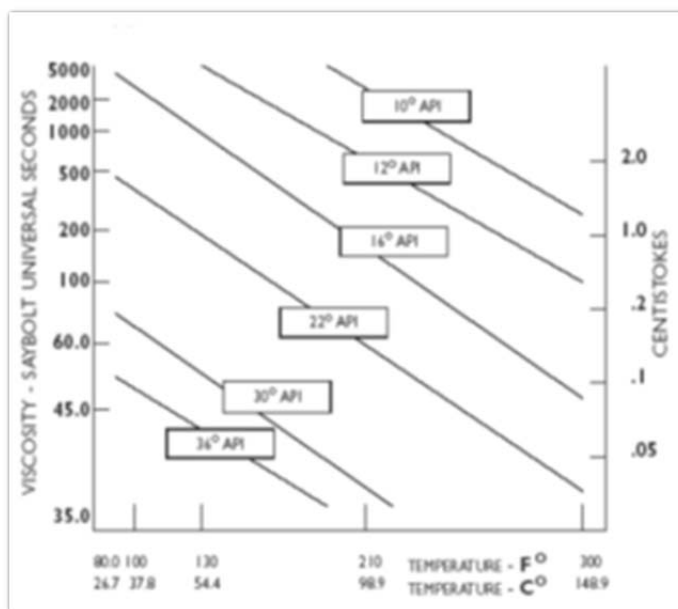


Figura N°. 4. Characteristic Temperature-Viscosity Relations for Crude Oils

#### II.1.3.4 Tiempo de residencia

Ley de Stokes sólo da la velocidad a la que una gota sedimenta, ahora bien el tiempo de residencia es importante tanto para el crudo como para el agua: El crudo debe permanecer en el desalador tiempo suficiente para que el agua llegue a la fase acuosa. Del mismo modo, el agua debe permanecer un tiempo suficientemente largo para que cualquier crudo capturado en ella a pueda pasar a la fase de aceite.

Típicamente, el crudo permanece en el desalador durante aproximadamente 15 a 25 minutos, mientras que el agua puede durar de una a dos horas, porque hay una cantidad mucho más pequeña de agua que de crudo.

Implicaciones prácticas de Tiempo de residencia

Para modificar el tiempo de residencia, puede:

- Aumentar o disminuir el flujo de crudo y agua de lavado a la entrada del desalador.
- Disminuir el flujo aumenta el tiempo de residencia, pero reduce el rendimiento total.
- Aumentar el flujo reduce el tiempo de residencia, y puede empeorar el rendimiento del desalador. Esto se reduce al hecho de que simplemente no se puede sobrecargar un desalador y esperar que funcione.

- Ajuste de la interfase aceite / agua.

- El aumento de la interfaz disminuye el tiempo de residencia del crudo y aumenta el tiempo de residencia del agua. Esto puede mejorar la calidad del agua, lo que hace más fácil su eliminación.

- La reducción de la interfaz aumenta el tiempo de residencia del crudo, lo que le da más tiempo para su procesamiento en el desalador..

Una posibilidad interesante: La reducción de la interfaz puede aumentar el tiempo de residencia, y también reducirá el gradiente de voltaje del campo eléctrico que existe entre el agua y la rejilla de fondo. Con un gradiente de voltaje inferior, la separación puede ser menos eficaz y más agua puede ser prorrogada. Contrariamente a lo esperado, la reducción del nivel puede aumentar el arrastre del agua, y cualquier cambio en el nivel del desalador también se debe tener en cuenta su efecto sobre el flujo interno dentro de la unidad.

#### II.1.3.5 El papel de la coalescencia

La única manera de aumentar el diámetro de las gotitas es conseguir que estas se unan entre sí para formar gotas más grandes y para ello existen varias maneras de ayudar a este proceso:

- Aplicar un campo eléctrico.

- Aumentar la temperatura del desalador.

- Usar suficiente agua de lavado (pero no demasiado).

- Mezclar suficiente agua con el crudo.

- Añadir productos químicos desemulsionantes.

#### II.1.3.6 Campo eléctrico

La aplicación de un campo eléctrico para el aceite crudo que contiene las gotitas emulsionadas de salmuera genera una fuerza de atracción entre las gotitas de dipolo inducido. Esta fuerza ayuda a que las gotitas se unan, como se muestra en las figuras 5, 6, y 7.

1. No hay presencia de campo eléctrico: la Figura n°5 muestra un diagrama de una gota de agua cuando no hay campo eléctrico. Esta gota tiene poca inclinación a unirse con las demás.

2. Aplicación del campo eléctrico: La figura n°6 muestra lo que sucede a la gotita arriba cuando se aplica un campo eléctrico. Las cargas positivas y negativas se acumulan en los extremos opuestos de la gotita. La gota se extiende también debido a que los extremos son atraídos por los electrodos. Esta gota está preparada para un encuentro fatídico con otra de su clase.

3. Fusión: La figura n°7 muestra el comienzo de un encuentro en que las cargas opuestas en los extremos de dos gotas de vecinos que dibujen juntos.

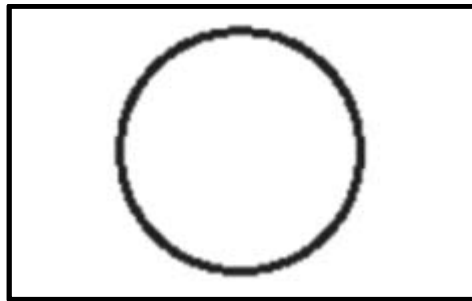


Figura N°. 5. Gota de Agua cuando no hay campo eléctrico

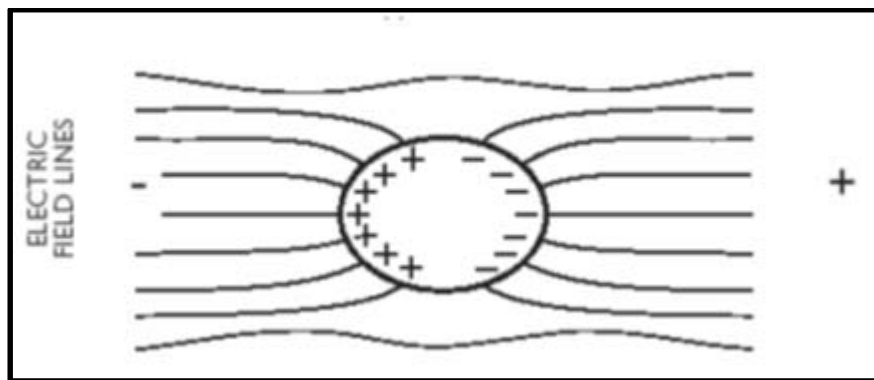


Figura N°. 6. Dipolo inducido en cada gota de agua debido al campo eléctrico aplicado

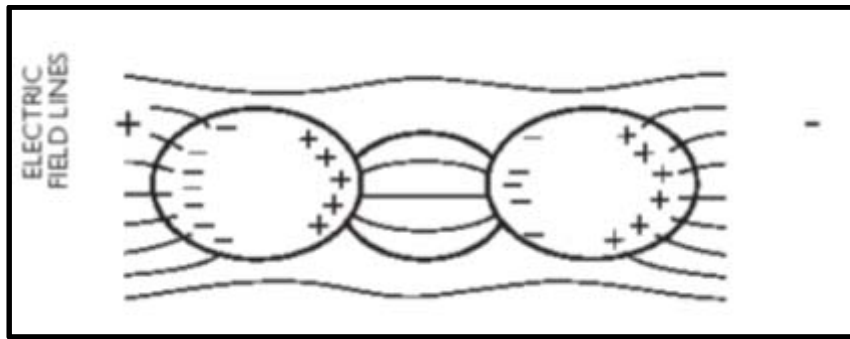


Figura N°. 7. Fenómeno de atracción entre dos gotas de agua debido a la acción del campo eléctrico

### II.1.3.7 Corriente Directa (DC) o Corriente Alterna (AC)

Algunos trabajos indican que los campos de CC (corriente continua) son más eficaces que el estándar de CA (corriente alterna). Independientemente, CA ha sido el método más empleado debido a que las fuentes de alimentación de corriente continua son más costosas, por otra parte los campos de corriente continua pueden provocar corrosión electrolítica en el casco del desalador o en sus electrodos, sin embargo recientemente se han desarrollado desaladores combinados de corriente alterna y continua los cuales pretenden superar este problema.

#### II.1.3.7.1 La fuerza de atracción

La fuerza creada por un campo eléctrico es descrita por la siguiente ecuación:

$$F = \frac{K * E^2 * r^6}{a^4} \quad \text{Ecuación 3}$$

Donde:

F = fuerza de atracción

K = constante dieléctrica

E = gradiente de voltaje

r = radio de la gota

a = distancia entre los centros de las gotas.

La ecuación n°3 muestra que la fuerza de atracción es mayor si el gradiente de voltaje es mayor. Sin embargo, hay límites:

- No se puede superar grandes distancias. El aumento del gradiente de voltaje en realidad no puede compensar las grandes distancias entre las gotas o el pequeño tamaño de estas, ya que estas variables están elevadas a la 4 y a la 6 respectivamente en la ecuación.

- No se puede ir más allá de la tensión crítica, ya que los gradientes de tensión no se pueden aumentar más allá de cierto punto, en el gradiente de tensión crítica, las gotas de agua se distorsionan tan violentamente que se rompen, esto hace que la redispersión, la coalescencia y la separación sea casi imposible.

#### II.1.3.8 Temperatura

Un aumento de la temperatura ayuda a la unión de las gotas, ya que se disminuye la película interfacial y la capa de sustancias tensoactivas en el exterior de cada gota. Una alta temperatura aumenta la solubilidad de las sustancias de la superficie activa, lo cual ayuda a que estas sustancias dejen la película y migren al crudo o al agua, por otra parte se disminuye la viscosidad y la cohesión de la película, lo que hace que la película sea menos resistente a la coalescencia y también disminuye la viscosidad del crudo lo que hace que sea más fácil para las gotitas de agua para reunirse y unirse para generar gotas de mayor tamaño.

La Desalación se lleva a cabo por lo general entre 200 ° F y 300 ° F (93,3 ° C y 148,9 ° C). El calor suministrado para alcanzar esta temperatura proviene de los intercambiadores del tren de precalentamiento crudo.

#### II.1.4 Agua de lavado

La importancia de la limpieza con agua en la desalación, obedece principalmente a dos razones de gran importancia:

- Diluye la concentración de sal y la película interfacial.
- Disminuye la distancia entre las gotas.

La ecuación de la Figura 8 muestra que la fuerza de atracción entre las gotas da cambios en función de la cuarta potencia de la distancia entre ellas.

Con agua de lavado insuficiente, se disminuye la fuerza de atracción. El agua añadida tendrá más probabilidades de salir por la parte superior del desalador conjuntamente con el crudo, y el arrastre de agua va a ser grande.

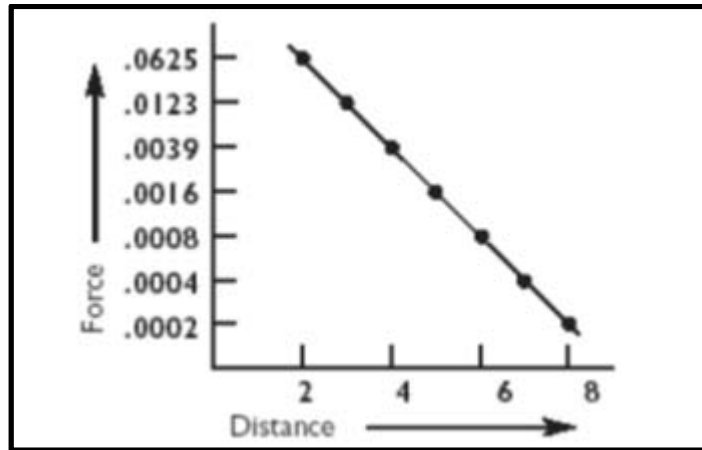


Figura N°. 8. Fuerza de Atracción vs Distancia

La Figura n°9 se muestra un gráfico de la relación entre el agua de lavado y el arrastre de agua añadida. El gráfico tiene tres zonas: en el lado de la izquierda, la cantidad de agua de lavado añadida es tan pequeña que no mejora la coalescencia, en el centro de la gráfica, la cantidad de agua de lavado añadida reduce la distancia entre las gotas lo suficiente para que ocurra arrastre de gotas de agua y el "punto dulce" de centro-derecha, muestra un funcionamiento óptimo ya que por encima de aproximadamente 10% de agua de lavado, la unidad de desalación se sobrecarga, y la emulsión comienza a invadir el campo eléctrico, donde se reduce el gradiente de voltaje y las condiciones empeoran rápidamente si se añade más agua.

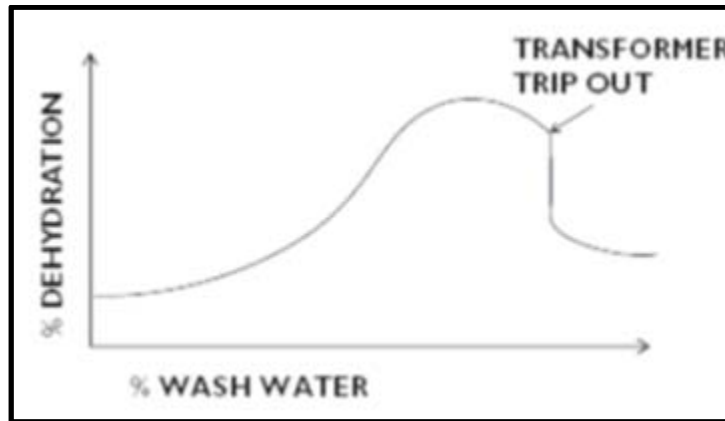


Figura N°. 9. Eficiencia de deshidratación vs Porcentaje de Agua de lavado

Otro punto adicional que señalar es que la fuerza de atracción depende no sólo de la distancia entre las gotitas, sino también del diámetro de estas, así que incluso si se añade suficiente agua para disminuir la distancia de manera significativa, si se mezcla con mucha energía el tamaño de gota se hace más pequeño y tal evento puede empeorar la situación en lugar de mejorarla; en tal sentido se debe asegurar una mezcla ideal agua de lavado con toda la salmuera emulsionada para que las nuevas gotas sigan siendo lo suficientemente grandes en relación con la distancia entre ellas.

### II.1.5 Químicos surfactantes

Se cuenta con dos tipos de agentes tensoactivos, los cuales pueden ser Buenos o malos: surfactantes malos pueden llegar con el crudo, con aceite de decantación, o incluso en el agua de lavado, estas sustancias tensoactivas se acumulan en la superficie de las gotas de salmuera y previenen su coalescencia, estos tensoactivos pueden incluir material filtrable, asfáltenos, ceras, parafinas, surfactantes químicos y otros materiales de origen natural.

Los buenos surfactantes son sustancias químicas que desestabilizan la película interfacial y con ello ayudan la unión de las gotas, para lograr este propósito, los aditivos químicos se añaden generalmente en pequeñas cantidades, en el rango de 3 - 24 ppm.

Propiedades de los productos químicos tensoactivos

Los aditivos químicos proporcionan una serie de beneficios ya que ellos pueden mejorar:

- El agua / salmuera contacto.
- Coalescencia de las gotas.
- Floculación.
- Humectación de sólidos.

En general, los productos químicos tensoactivos se pueden dividir en dos clases:

- Desemulsionantes.
- Los agentes humectantes sólidos.

### **II.1.6 Desemulsionantes:**

Estos productos químicos son agentes de superficie con una fuerte atracción para las interfaces de aceite / agua, que actúan por migración a la película interfacial que rodea a las gotas de salmuera y para ser eficaz, el producto químico debe ser capaz de migrar rápidamente a través de la fase de aceite, así como también promueven el desplazamiento de los emulsionantes estabilizantes en la película, esto adelgaza y debilita drásticamente la película y reduce la tensión superficial para que cuando las gotas choquen se unan más fácilmente.

Debido a que el tiempo de residencia en el aceite y la turbulencia ayudan a que los aditivos se difundan en la película interfacial, la sustancia química se inyecta generalmente en el crudo aguas arriba de la bomba de carga.

Agentes humectantes sólidos:

Como hemos dicho, los sólidos tienden a acumularse en las interfases crudo / agua, donde se estabilizan emulsiones, por cuanto es mejor eliminar estos sólidos inorgánicos en la fase de agua en vez de hacer que se mantengan como contaminantes en el crudo.

La molécula de aditivo químico tiene un extremo que está fuertemente atraído por la partícula sólida y otro extremo que está fuertemente atraído por el agua. El aditivo lleva los sólidos en la fase acuosa como un grupo de hormigas que llevan un nuevo insecto al nido.

## **II.2 DISEÑO BASICO DE UN DESALADOR**

El diseño básico general de un desalador debe cumplir con los siguientes parámetros:

1. Crudo se bombea a través de un intercambiador de calor, llevándolo a una temperatura lo suficientemente alta para reducir la viscosidad.
2. Se introduce agua de lavado y se dispersa en el crudo a través de un dispositivo de mezcla, y la mezcla fluye hacia el desalador.
3. Una red eléctrica en el desalador proporciona un gradiente de voltaje que ayuda a romper la emulsión por coalescencia de pequeñas gotitas en gotas más grandes.
4. Una medición de interfaz y un sistema de control que mantiene los niveles correctos de crudo y el agua en la unidad.
5. El crudo sale de la parte superior del desalador, y la salmuera fluye desde la parte inferior.
6. Un sistema de lavado de lodo que elimine periódicamente los sólidos que se acumulan en el fondo del recipiente, lo que reduce el tiempo de residencia del agua en el recipiente.

Los Desaladores difieren unos de otros en ciertos factores que se enumeran a continuación:

- El tamaño y la forma del equipo.
- Los dispositivos de mezcla y sistema de distribución de emulsión.
- Instalación eléctrica.
- Medición y control de Interfaz.
- Salmuera y extracción crudo.
- El sistema de lavado de lodos.

### **II.2.1 Diseño del Equipo y Tiempo de residencia**

Un desalador cilíndrico típico tiene 6.500 pies cúbicos (240 metros cúbicos) de capacidad, en comparación con 25.000 pies cúbicos (900 metros cúbicos) que posee un desalador esférico, esto hace una diferencia significativa. Los tiempos de residencia para el petróleo y el agua son más bajos en el desalador cilíndricos. Esto

hace que sea crítico para optimizar otras variables de la desalación: temperatura, agua de lavado, mezcla, distribuidor, gradiente de voltaje, etc.

Para calcular el tiempo de residencia, es necesario conocer la velocidad de flujo del crudo, el volumen del desalador y el nivel de interfase crudo / salmuera. El tiempo de residencia se puede variar dentro de un rango limitado, teniendo en cuenta que un aumento en el tiempo de residencia del crudo generalmente se traduce en una disminución del tiempo de residencia de salmuera. El tiempo de residencia óptimo depende de la gravedad API y la viscosidad del crudo. La Figura n°10 muestra los tiempos de residencia típicos para tres tipos de crudo.

<i>Gravity of Crude</i>	<i>Oil Residence Time (min)</i>	<i>Water Residence Time (min) @ 5% wash water volume</i>
15 – 18° API	30 – 60	120 – 240
18 – 22° API	20 – 30	80 – 120
22 – 28° API	15 – 20	60 – 80

Figura N°. 10. Tiempos de Residencia típicos para tres tipos de crudo.

## **II.2.2 Partes de un Desalador**

Un desalador está constituido de un recipiente, un transformador de electricidad, un distribuidor de salida del crudo, electrodos, un distribuidor de entrada del crudo, un distribuidor de salida del agua efluente, un distribuidor de lavado de lodos (mudwash) y una válvula de mezclado. En la figura n°11 se pueden observar las diferentes partes que conforman un desalador.

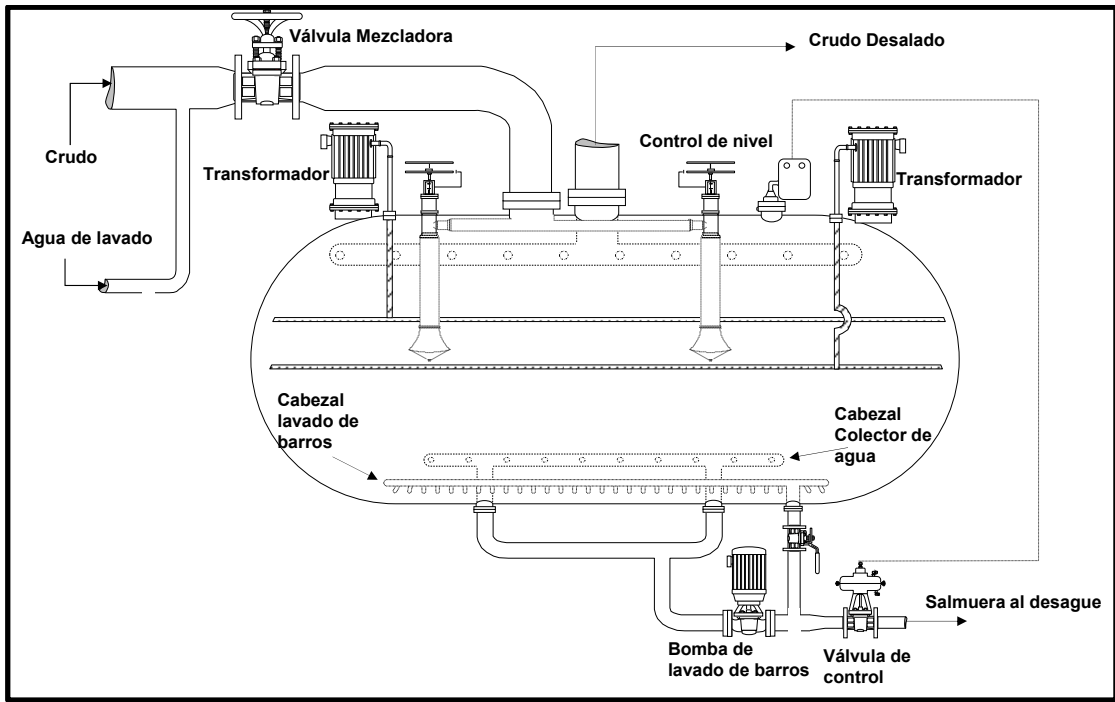


Figura N°. 11. Partes de un Desalador

## **CAPÍTULO III**

### **MARCO METODOLÓGICO**

Para definir las variables de interés y en términos de cumplir con los objetivos propuestos se llevaran a cabo una serie de actividades, experiencias y pruebas, entre las cuales se tienen:

#### **III.1 EVALUACIÓN DEL PROCESO DE DESALACIÓN EXISTENTE EN EL CENTRO OPERACIONAL PETROMONAGAS**

Para llevar a cabo este objetivo se deben cumplir con las siguientes actividades:

- Identificación de la tecnología empleada en la unidad de desalación del Centro Operacional Petromonagas ubicado en la Faja Petrolífera del Orinoco.
- Identificación de las variables operacionales de la unidad.
- Realizar un seguimiento al comportamiento de las variables operacionales de la unidad, para de esta manera poder determinar las fallas presentes en la misma.
- Identificación de los compuestos utilizados (desemulsionantes, anti-incrustantes, humectantes de sólidos, etc.) en el tratamiento químico que se realiza en la unidad.
- Llevar a cabo un proceso de muestreo en la alimentación y la salida de la unidad, para efectuar los análisis de laboratorio necesarios y poder determinar los cálculos de sal optima, la eficiencia de desalación y deshidratación..

#### **III.2 DETERMINACIÓN DE LAS CAUSAS QUE OCASIONAN LAS FALLAS OPERACIONALES EN LA DSU, ASÍ COMO SU IMPACTO EN EL PROCESO, POR MEDIO DE LA RECOPIACIÓN Y COMPARACIÓN DE DATOS EN CAMPO Y DE CONSOLA**

Para llevar a cabo este objetivo se deben cumplir con las siguientes actividades:

- Conocer detalladamente la configuración y operación de la unidad de desalación del mejorador Petromonagas ubicada en el Complejo Petroquímico José Antonio Anzoátegui.
- Identificación de las variables operacionales de la unidad DSU.
- Efectuar un seguimiento del comportamiento de las variables operacionales en campo y de consola, para poder precisar los puntos del proceso donde se están generando las fallas.

### **III.3 EVALUACIÓN DEL IMPACTO DEL TRATAMIENTO QUÍMICO DE DESEMULSIFICACIÓN APLICADO EN LA DSU Y CÓMO REPERCUTE EN LA EFICIENCIA DEL PROCESO DE DESALACIÓN.**

Para llevar a cabo este objetivo es necesario cumplir con las siguientes actividades:

- Identificación de los químicos empleados como agentes desemulsionantes en la unidad de desalación del mejorador Petromonagas.
- Variar la dosificación de químico desemulsionante a través de un plan de ajustes que contemple:
  - (a) Variaciones en la caída de presión de la válvula de mezclado, manteniendo constantes la dosificación de desemulsionante, y el porcentaje en volumen de recirculación de salmuera, esto para determinar el valor recomendable de caída de presión en la válvula de mezcla.
  - (b) Cambios en el porcentaje en volumen de recirculación de salmuera, manteniendo constante la dosificación de desemulsionante y fijando la caída de presión a través de la válvula de mezclado en el valor mas apropiado obtenido anteriormente; y de esta forma establecer el porcentaje en volumen de recirculación de salmuera adecuado.

(c) Posteriormente se llevará a cabo una variación en la dosificación de químico demulsificante, manteniendo fijos la caída de presión de la válvula de mezcla y el porcentaje en volumen de recirculación de salmuera, obtenidos en los pasos (a) y (b).

- Llevar a cabo un set de muestreo especial en el Crudo diluido que alimenta la unidad de desalación y el que sale de la misma.
- Realizar los análisis de laboratorio de las muestras anteriormente indicadas, específicamente la determinación de porcentaje de agua y sedimentos (BS&W), y la concentración de sales en PTB.
- Calcular el porcentaje de desalación y el porcentaje de deshidratación del crudo, con los datos de los análisis de laboratorio efectuados, para determinar cómo varía la eficiencia de la unidad en términos de la variación de la dosificación de químico desemulsionante.

#### **III.4 EVALUACIÓN Y COMPARACIÓN DE LA OPERACIÓN DE LA DSU CON LAS UNIDADES DE DESALACIÓN DE LOS OTROS MEJORADORES DEL COMPLEJO JOSÉ ANTONIO ANZOÁTEGUI Y LA REFINERÍA DE PUERTO LA CRUZ.**

Para lograr este objetivo se deben cumplir con las siguientes actividades:

- Conocimiento y análisis de las tecnologías empleadas en las unidades de desalación existentes en los mejoradores de Petrocedeno, Petropiar y Petroanzoategui, así como también en la refinería de Puerto la Cruz.
- Recopilar la información técnica asociada de cada una de las unidades de desalación antes indicadas, relativas a condiciones de diseño y operación, y fallas que han presentado dichas unidades y con esta información generar un cuadro comparativo a fin de identificar acciones que pudiesen mejorar el desempeño operacional de la unidad DSU del mejorador Petromonagas y por

otra parte, establecer las ventajas y desventajas entre las tecnologías existentes.

### **III.5 IDENTIFICAR Y PROPONER ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN A LOS PROBLEMAS OPERACIONALES DE LA UNIDAD DE DESALACIÓN DEL MEJORADOR DE PDVSA-PETROMONAGAS.**

Para llevar a cabo este objetivo se deben cumplir con las siguientes actividades:

- Teniendo en cuenta las fallas encontradas en la unidad de desalación del mejorador Petromonagas, así como su incidencia en los procesos aguas abajo de la unidad y tomando en cuenta la información recolectada en los objetivos anteriormente planteados se generarán propuestas de corto, mediano y largo plazo que permitan dar solución a la problemática existente en dicha unidad.

## CAPÍTULO IV

### RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

En esta sección se presentan cada uno de los resultados obtenidos, para el cumplimiento de los objetivos planteados anteriormente.

#### III.1 CONDICIONES PREVIAS DE LOS DESALADORES D-1201 A/B AL DESARROLLO DEL PLAN DE AJUSTES PROPUESTO.

##### III.1.1 Especificaciones del Crudo Diluido (DCO) que alimenta a los Desaladores

En las figuras N°12, N°13 y N°14 se observan las especificaciones de calidad del crudo diluido DCO a la entrada de los desaladores, las cuales se encuentran fuera de especificación de acuerdo a lo establecido en el diseño. Actualmente se está procesando DCO con alto contenido de sales PTB (Promedio: 40-60 PTB), lo cual acelera el proceso de corrosión en los equipos aguas abajo de la unidad. La gravedad API se encuentra en promedio en 17°API, lo cual genera un mayor incremento en la recuperación de livianos en la torre atmosférica provocando sobrepresión en el tope de la misma y a su vez se obtiene un crudo mejorado con una mayor calidad API. Adicionalmente el contenido de agua se encuentra en promedio, por encima del valor de diseño. Cabe destacar que de acuerdo al proyecto realizado en el año 2006 por el personal de PETRECO referente a la ampliación de los desaladores con el fin de procesar una carga de 190 MBPD, se contempló mejorar un Crudo Diluido con las siguientes especificaciones: PTB: 30, %AyS: 1, API: 15.7, obteniéndose un crudo desalado de PTB: 3, %AyS: 0.5, lo cual representa un porcentaje de eficiencia de desalación/ deshidratación de 90% y 95% respectivamente. **Ver anexo A.**

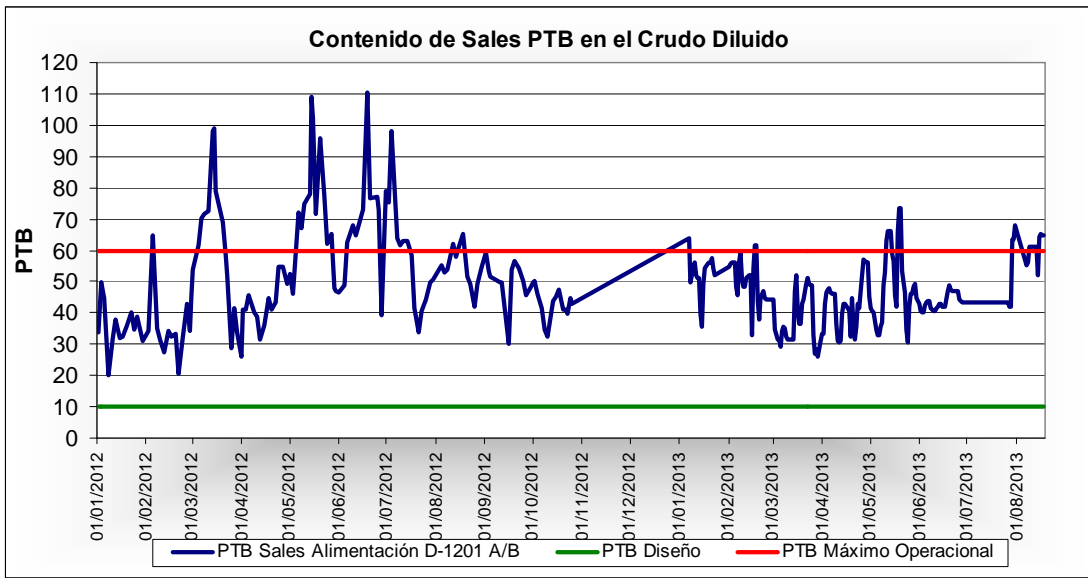


Figura N°. 12. Comportamiento del contenido de sales PTB a la entrada de los desaladores D-1201A/B.

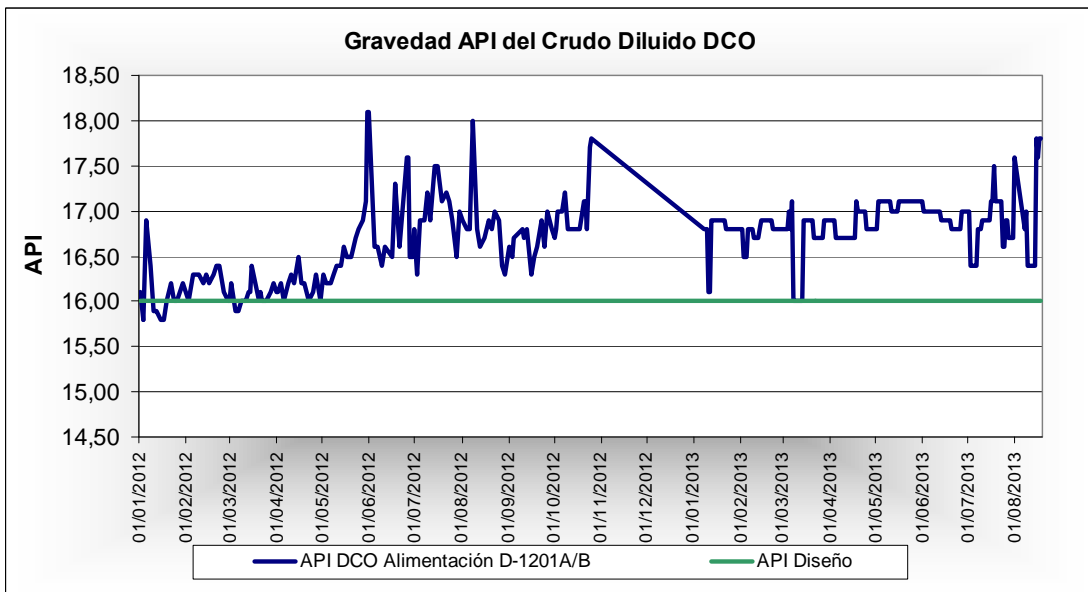


Figura N°. 13. Comportamiento de la gravedad API del crudo Diluido DCO Alimentación a los desaladores D-1201A/B.

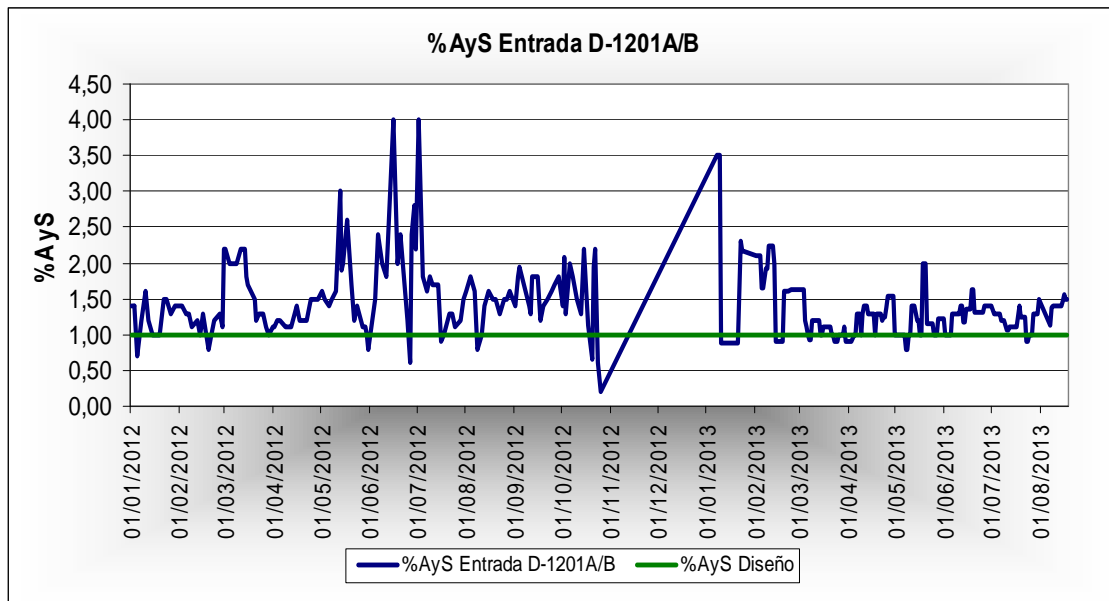


Figura N°. 14. Comportamiento del contenido de agua y sedimento del crudo Diluido DCO Alimentación a los desaladores D-1201A/B.

### III.1.2 Temperatura de Entrada

En la figura N°15 se encuentran los valores promedio de temperatura a la entrada de los Desaladores D-1201A/B. Durante el año 2012 y lo que va del 2013 se han obtenido temperaturas en un rango de 260-280°F, esto es debido a limitaciones asociadas con el sistema de generación de vapor en la unidad 43 (Deficiencia operacional de los trenes de desmineralización), que ocasionan una disminución en el suministro de vapor en el intercambiador E-1103 el cual pertenece al tren de precalentamiento de la corriente de crudo que alimenta a los Desaladores. Una temperatura en promedio entre 292-300°F a la entrada de los desaladores, incrementa la velocidad de sedimentación en el crudo permitiendo la ruptura de la emulsión en un menor tiempo. Esta variable es importante para mantener la eficiencia de desalación y deshidratación.

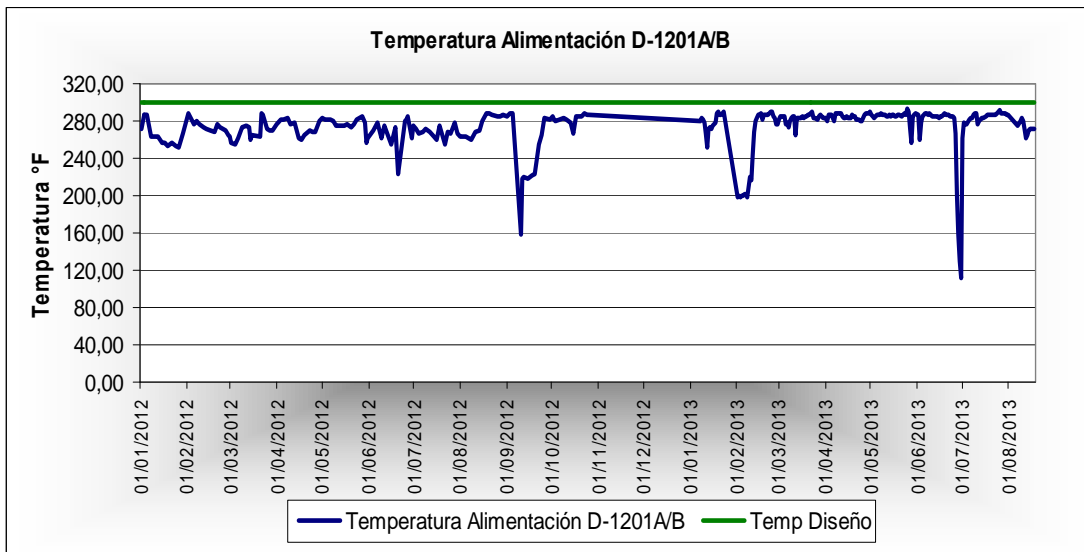


Figura N°. 15. Comportamiento de la temperatura de entrada en los desaladores D-1201A/B.

### III.1.3 Condiciones de Salida del Crudo Desalado

En la figura N°16 se puede observar el comportamiento del porcentaje de Agua y Sedimentos en la corriente de crudo desalado a la salida de los desaladores D-1201A/B, donde el %AyS en promedio se encuentra en 0.8%, lo que es indicativo que esta corriente se encuentra fuera de especificación y esto genera perturbaciones significativas en la unidad de destilación atmosférica las cuales pueden provocar incluso destrucción en los platos, soportes y distribuidores de la columna, también se puede producir sobrepresión en el tope de la misma, afectando la integridad mecánica del equipo.

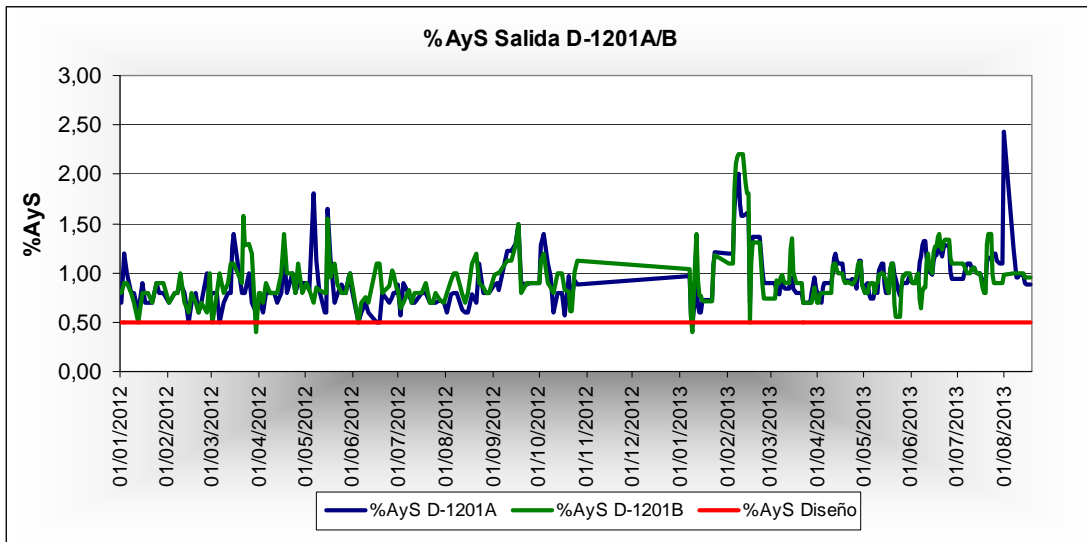


Figura N°. 16. Comportamiento del %AyS a la salida en los desaladores D-1201A/B.

En la figura N°17 se observan los valores de concentración en PTB de sal a la salida de los desaladores D-1201A/B los cuales se encuentran en promedio de 9 PTB, esta desviación en el relación al valor establecido en el diseño ( $\leq 3$ PTB) genera problemas de corrosión en las unidades aguas abajo ya que las sales presentes en el crudo (cloruros de sodio, magnesio y calcio) se hidrolizan formando ácido clorhídrico.

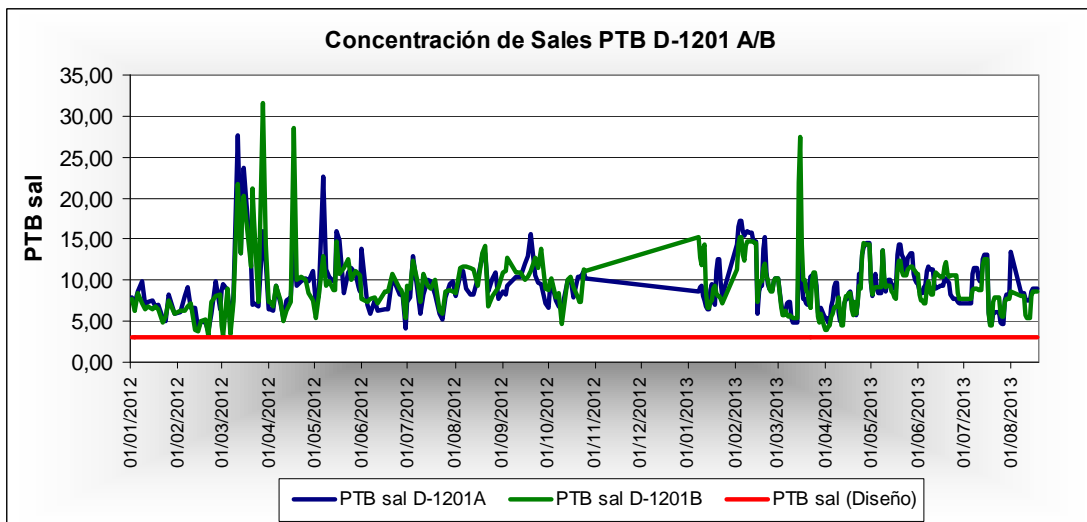


Figura N°. 17. Concentración en PTB de sal a la salida de los Desaladores D-1201A/B.

En las figuras N°18 y 19 se observan las eficiencias de deshidratación/desalación para los desaladores D-1201A/B respectivamente donde los valores de eficiencias de deshidratación se encuentran en el orden de 85-87% (Promedio) y en el caso de la desalación 78-82% (Promedio), encontrándose los valores obtenidos fuera de especificación de acuerdo al proyecto de ampliación de los desaladores efectuado en el año 2006 por parte de la empresa PETRECO.

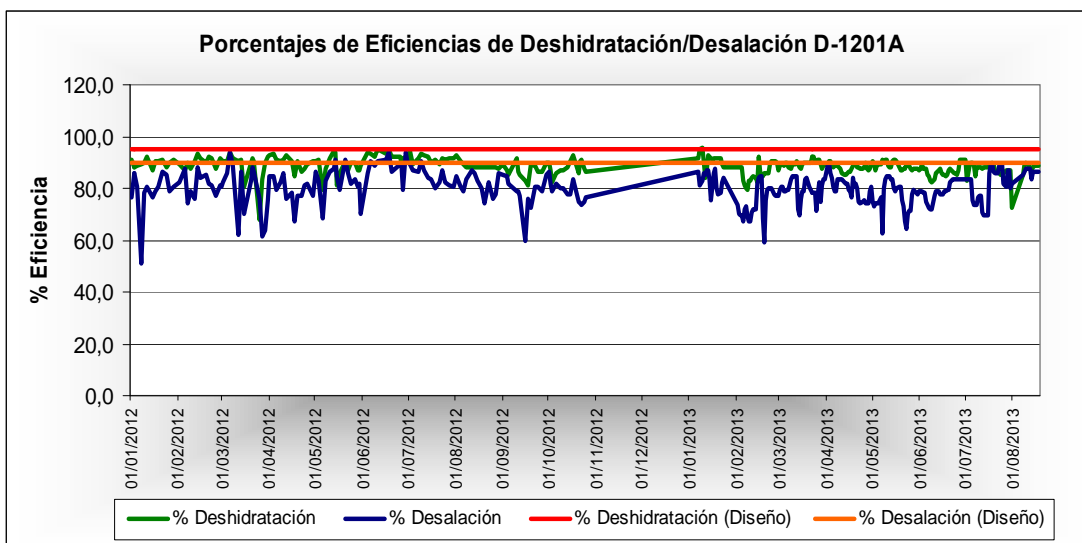


Figura N°. 18. Porcentajes de Eficiencias de Deshidratación/Desalación D-1201A.

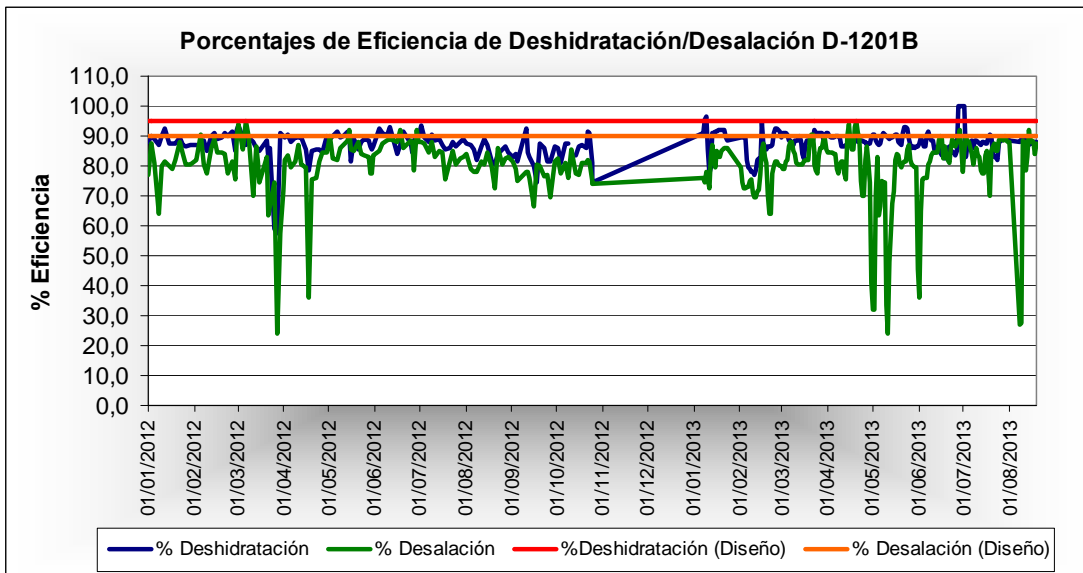


Figura N°. 19. Porcentajes de Eficiencias de Deshidratación/Desalación D-1201B.

En la figura N°20 se observan los valores del contenido de Aceites y Grasas en la corriente de salmuera efluente de los desaladores D-1201A/B los cuales se encontraban en el orden de 700 -1000 ppm (Promedio), este arrastre de crudo impacta negativamente en la corriente de salmuera vía a la unidad de tratamiento de aguas residuales WWT, ocasionando sobrecarga en los tanques de sedimentación y en los separadores API de la mencionada unidad.

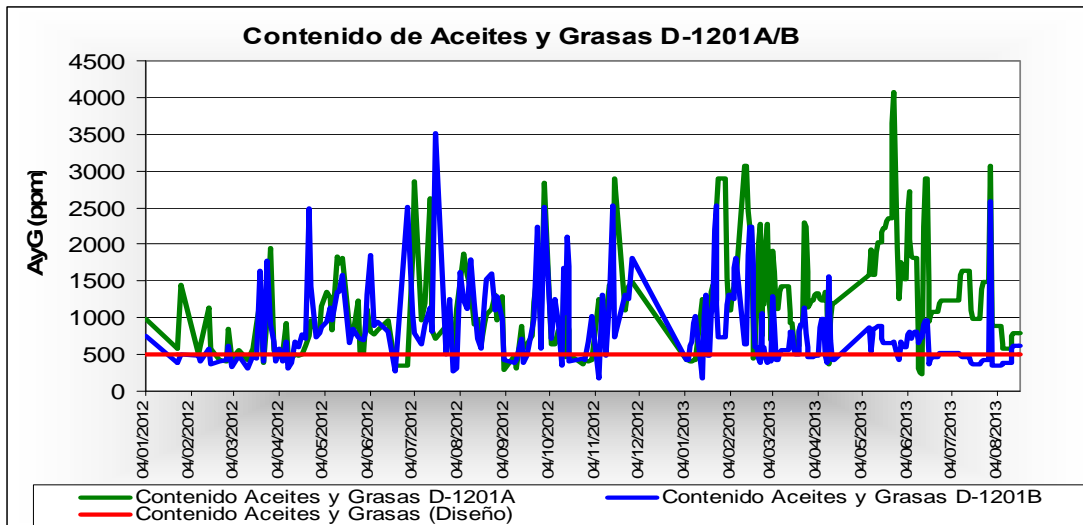


Figura N°. 20. Contenido de Aceites y Grasas en la Salmuera efluente de los desaladores D-1201A/B.

### III.1.4 Etapa de Mud Wash (Lavado de lodo)

El estudio se desarrolló durante horas de la mañana, donde el desalador D-1201B se encontraba en modo desalación y el D-1201A en Mud Wash 12:00 am a 12:00 pm. Cabe destacar que en el desalador D-1201A durante la ejecución del plan de ajuste no se tenía disponible las bombas de reciclo de salmuera P-1202A/C. En virtud a lo antes expuesto el estudio se desarrolló en el desalador D-1201B.

### III.1.5 Análisis de las Corrientes

En el desarrollo del muestreo llevado a cabo en el plan de ajuste de los desaladores, se realizaron los siguientes análisis de laboratorio para cada muestreo por corrida observados en la tabla N°2

Tabla N° 2. Análisis de las corrientes.

DCO SALADO D-1201A/B			DCO DESALADO		Salmuera D-1201A/B		Agua Fresca D-1201A/B
PTB	%AyS	°API	PTB	%AyS	PTB	AyG	PTB

Donde:

**PTB:** Concentración de sales.

**%AyS:** Porcentaje de agua y sedimentos.

**°API:** Gravedad del crudo

**AyG:** Concentración de Aceites y Grasas (ppm).

### **III.1.6 Verificación de interfaces y toma de muestras**

Durante la recolección de las muestras se verificó mediante inspección visual la posición de la interfase crudo- agua en los puntos de control manual en los desaladores D-1201A/B, es decir, en los puntos 1, 2, 3, considerando la densidad de las fases (crudo y agua), el punto 1 está ubicado más cerca de la fase agua libre y el punto 3, próximo a la fase de crudo. En tal sentido fueron tomadas muestras de agua fresca, Crudo desalado, Salmuera y Crudo diluido salado. En el anexo B se puede visualizar la tabla N°6 (Estatus de la interfase) y el registro fotográfico del agua fresca y Salmuera para cada corrida realizada.

### **III.1.7 Comportamiento de las variables operacionales durante el muestreo**

Durante la Ejecución del plan de ajuste, el desalador D-1201 A se encontraba sin recirculación de salmuera (0%), debido a problemas asociados a las bombas P-1202 A/C. Adicionalmente la inyección de químico desemulsionante presentó fluctuaciones en el valor de la dosis, que se estableció en el plan de ajuste propuesto, ocasionado por problemas en el strock de la bomba suministrada por el personal de NALCO. Durante la corrida N°3 (FASE I) la dosis de químico se disminuyó de 200 cc/min (11 ppm) a 165 cc/min (9 ppm); manteniéndose en este último valor hasta la culminación de la FASE II del plan (Corrida N°7).

### III.1.8 Establecimiento de la mejor condición Operacional

Teniendo en cuenta el muestreo, seguimiento y monitoreo diario de las diferentes variables de proceso involucradas; al igual que los resultados de los análisis llevados a cabo en el laboratorio, se calcularon las eficiencias de deshidratación/desalación, cantidad de sal óptima, contenido de aceites y grasas para el desalador B y en función a los resultados obtenidos se logró establecer la mejor condición operacional en cada una de las fases planteadas en el plan de ajuste propuesto.

#### III.1.8.1 Variación de la válvula de mezclado $\Delta P$

Para dar cumplimiento a la primera fase del plan de ajustes propuesto, se definieron las condiciones de operación por corrida manteniendo una serie de variables constantes y variando la caída de presión en la válvula de mezclado de los desaladores D-1201A/B tal y como se detalla a continuación:

#### **FASE I: Durante esta fase se mantuvo constante las siguientes variables:**

- Flujo de Crudo Diluido DCO: 157.8 MBPD
- La temperatura de entrada a los desaladores D-1201A/B: 272 °F.
- Niveles de los desaladores LIC\_12001 y LIC\_12003  $\geq$  89%.
- Porcentaje de agua de lavado (Relación Salmuera de recirculación-Agua despojada) 3.1/3.1%.

\_ **Corrida 1:** El valor de la caída de presión de la válvula de mezclado se fijo en 13 psi, y la dosificación de químico desemulsionante en **200 cc/min (11 ppm)**.

\_ **Corrida 2:** El valor de la caída de presión de la válvula de mezclado se fijo en 11 psi, y la dosificación de químico desemulsionante en **200 cc/min (11 ppm)**.

\_ **Corrida 3:** El valor de la caída de presión de la válvula de mezclado se fijo en 12 psi y la dosificación de químico desemulsionante se realizó a una dosis de 165 cc/min (9.2 ppm).

\_ **Corrida 4:** Se realizó ajuste en la caída de presión de la válvula de mezcla en 10 psi, y la dosificación de químico desemulsionante en **165 cc/min (9 ppm)**.

Finalmente, después de haber cumplido con el muestreo y los análisis de laboratorio correspondientes, a continuación se presentan los resultados obtenidos:

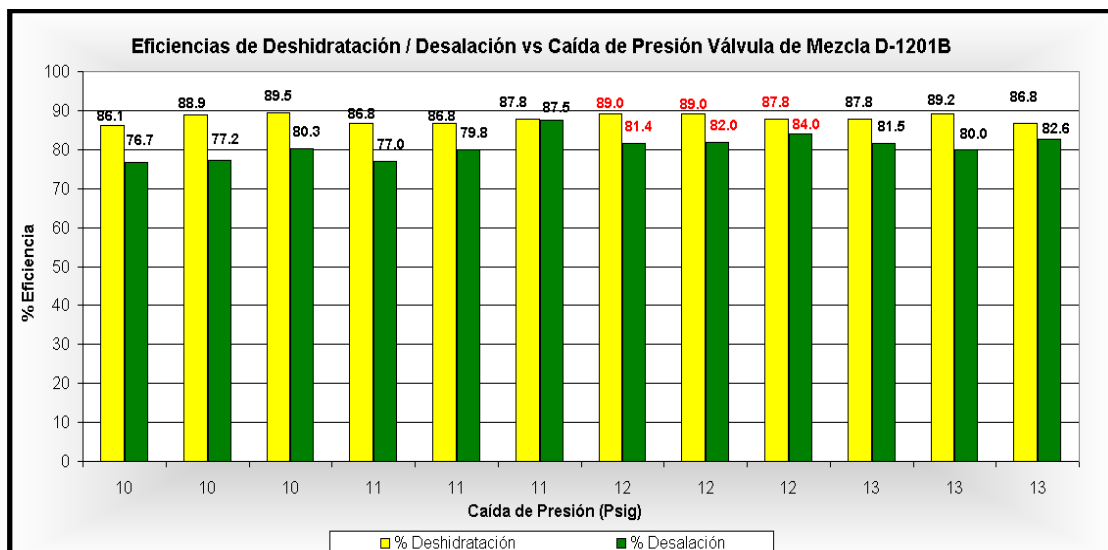


Figura N<sup>o</sup>. 21. . Eficiencias de Deshidratación / Desalación en función de la variación de la Caída de Presión en la válvula de mezcla para el Desalador

En la figura N<sup>o</sup>21, se observa la tendencia registrada en las eficiencias de deshidratación/desalación para el desalador D-1201B en función de la variación en la caída de presión en la válvula de mezcla, encontrándose los mejores resultados de porcentaje de deshidratación/ Desalación a una caída de presión en la válvula de mezcla en 12 psig (deshidratación  $\geq 87.8$  % y  $\geq 81.4$ % en desalación). Para estos valores de desalación se logró obtener un Crudo desalado de 5.69 y 7.78 PTB y sal optima de 4.4 y 4.7 PTB respectivamente.

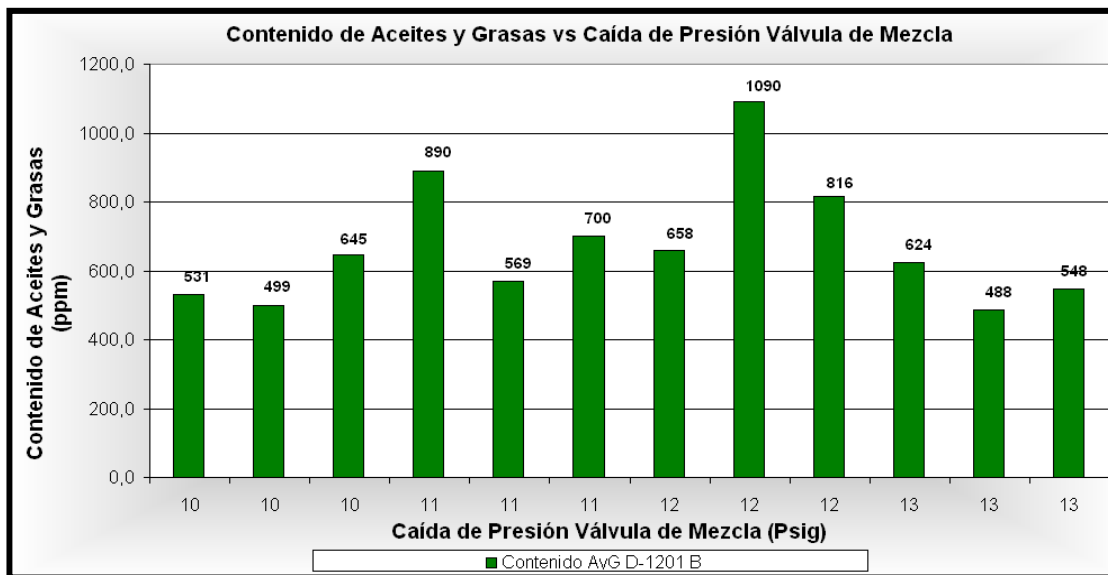


Figura N°. 22. Variación del contenido de Aceites y Grasas en función de la variación de la Caída de Presión en la válvula de mezcla para el desalador D-1201 B

En la figura N°22 se visualiza la variación del contenido de aceites y grasas en función a la variación de la caída de presión en la válvula de mezcla para el desalador D-1201 B, obteniéndose valores entre 488 a 1090 ppm. Los mejores resultados del contenido de aceites y grasas fueron a una caída de presión en la válvula de mezclado de 13 psig, esta condición basándose en las especificaciones del efluente (Salmuera) el cual debe tener una concentración que no exceda los 500 ppm a la entrada de la unidad de aguas residuales (WWT).

De acuerdo a los resultados obtenidos en el proceso de desalación, deshidratación y contenido de aceites y grasas en el desalador D-1201B, se fijó como variable optima una caída de presión de 12 psi, esto debido a que a pesar de haberse registrado los menores valores en el contenido de aceites y grasas para una caída de presión en la válvula de mezcla de 13 psi, las mayores eficiencias de deshidratación/desalación se obtuvieron a una caída de presión en la válvula de mezcla de 12 psi, es importante destacar que durante la ejecución de la FASE II se efectuarán ajustes de incremento en el porcentaje de agua de lavado (relación salmuera de recirculación/ agua

despojada), favoreciendo el proceso de coalescencia en el desalador es decir, la distancia entre las gotas de agua será menor y de esta forma, se estará generando una mayor fuerza de atracción entre ellas, por otra parte se logrará la disminución del arrastre de crudo (aceites y grasas) en la corriente de salmuera efluente del desalador y a su vez esto favorecerá el incremento en el porcentaje de deshidratación/desalación.

### III.1.8.2 Variación del porcentaje volumétrico de agua de lavado

Para dar cumplimiento a la FASE II del plan de ajuste de los desaladores, se efectuaron variaciones en el porcentaje de agua de lavado (relación salmuera de recirculación – agua despojada) para el desalador D-1201B, ya que el desalador D-1201A se encuentra con la recirculación de salmuera fuera de servicio por problemas en los sellos de la bomba P-1202A/C; el procedimiento implementado se detalla a continuación:

#### **FASE II: Durante esta fase se mantuvo constante las siguientes variables:**

- Flujo de Crudo Diluido DCO: 157.8 MBPD
- La temperatura de entrada a los desaladores D-1201A/B: 272 °F.
- Niveles de los desaladores LIC\_12001 y LIC\_12003  $\geq$  89%.
- Caída de Presión en la válvula de mezcla en 12 psi.
- Dosis de desemulsionante EC-2472 en 165 cc/min (9.2 ppm).
- Porcentaje de agua despojada: 3.1% (72 GPM)

\_ **Corrida 5:** El valor del porcentaje de agua de lavado se fijó en 6.6% (3.5% Salmuera/ 3.1% Agua despojada).

\_ **Corrida 6:** El valor del porcentaje de agua de lavado se fijó en 7.1% (4% Salmuera/ 3.1% Agua despojada).

\_ **Corrida 7:** El valor del porcentaje de agua de lavado se fijó en 7.6% (4% Salmuera/ 3.1% Agua despojada).

Los resultados arrojados por los análisis de laboratorio correspondientes a esta segunda fase del plan de ajuste son los siguientes:

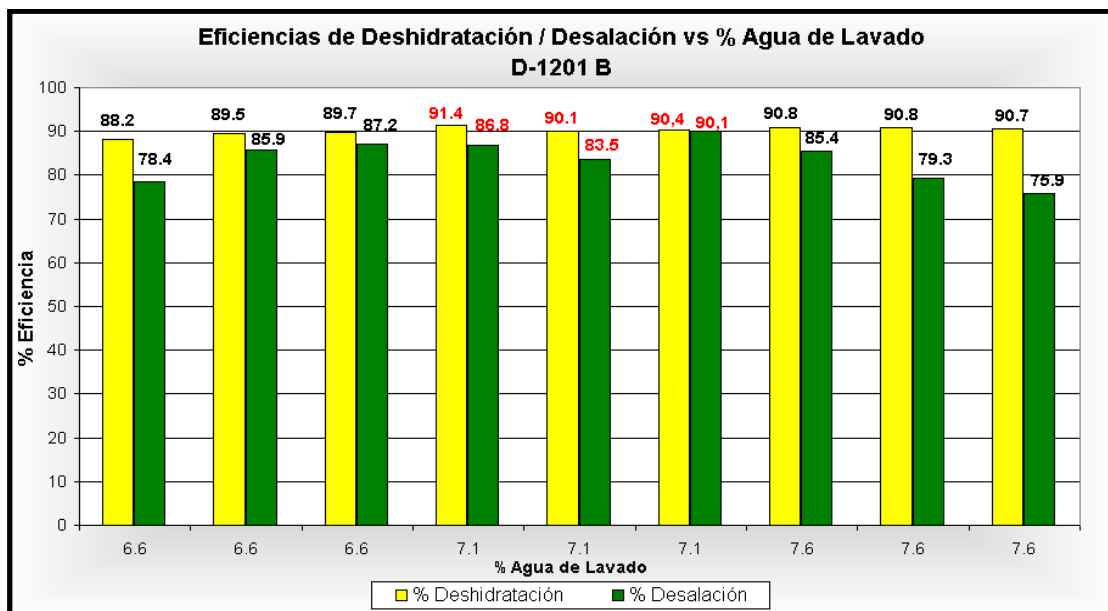


Figura N°. 23. Eficiencias de Deshidratación / Desalación en función de la variación del porcentaje de Agua de Lavado para el Desalador D-1201 B.

En la figura N°23 se puede ver el comportamiento obtenido en las eficiencias de deshidratación/desalación en función de la variación del porcentaje de agua de lavado para el desalador D-1201B, en cuyo caso se obtuvieron los mejores resultados de Deshidratación en rangos de 90.1% a 91.4%, y 83.5% a 90.1% en desalación, cuando el porcentaje de agua de lavado se encontraba en un valor de 7.1%, para lo cual corresponde 3.1% a la alimentación de agua despojada proveniente de la unidad de aguas agrias y el otro 4% restante pertenece al porcentaje de recirculación de salmuera. Para estos valores de desalación se logró obtener un Crudo desalado de 3.95 PTB y un contenido de sal optima 3.1 PTB, esta condición es favorable ya que el índice de mezcla en el desalador está por encima de 0.75 lo cual es indicativo de que se cuenta con un mezclado moderado dentro del equipo.

En la figura N°24 se observa la variación registrada en el contenido de aceites y grasas en función del incremento en el porcentaje de agua de lavado que alimenta al desalador D-1201B; obteniéndose resultados que en general se encuentran dentro de las especificaciones requeridas en la entrada de la salmuera efluente de los

desaladores a la unidad WWT, la cual debe tener un contenido de aceites y grasas  $\leq 500$  ppm.

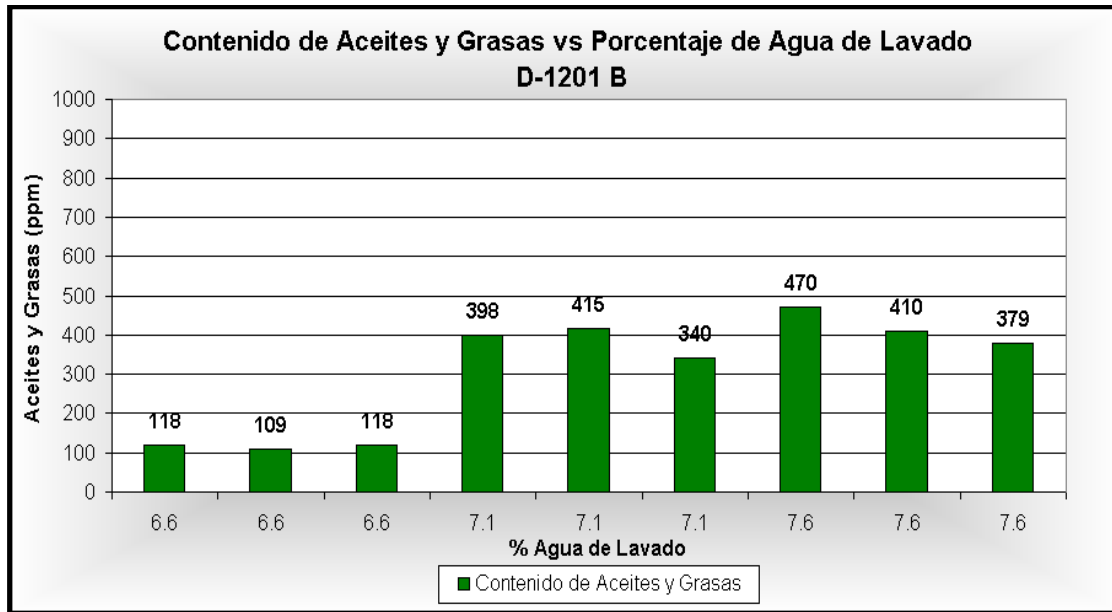


Figura N°. 24. Variación del contenido de Aceites y Grasas en función de la variación del porcentaje de Agua de Lavado para el Desalador D-1201B.

En la FASE II se obtiene como valor óptimo 7.1% agua de lavado en una relación Salmuera/agua despojada (4%/3.1%), manteniendo el resto de las variables constantes. Cabe destacar que el menor contenido de aceites y grasas se obtuvo cuando el porcentaje de agua de lavado era 6.6% (3.5%/3.1%). Sin embargo para un porcentaje de agua de 7.1% se obtuvieron las mayores eficiencias de deshidratación en rangos de 90.1% a 91.4%, y 83.5% a 90.1% en desalación.

### III.1.8.3 Variación de dosis de desemulsionante (EC-2472)

En la FASE III del plan de ajuste propuesto, se estableció efectuar ajustes en la Dosificación de químico desemulsionante EC-2472: 180, 220, 240 cc/min. (10 ppm, 12 ppm, 13 ppm), manteniendo constantes las siguientes variables:

- Flujo de Crudo Diluido DCO: 157.8 MBPD
- La temperatura de entrada a los desaladores D-1201A/B: 272 °F.

- Niveles de los desaladores LIC\_12001 y LIC\_12003  $\geq 89\%$ .
- Caída de Presión en la válvula de mezcla en 12 psi. Valor óptimo FASE I
- Porcentaje de agua de lavado: 7.1%. Valor óptimo FASE II

\_ **Corrida 8:** La concentración de químico desemulsionante se fijó en 9 ppm.

\_ **Corrida 9:** La concentración de químico desemulsionante se fijó en 10 ppm.

\_ **Corrida 10:** La concentración de químico desemulsionante se fijó en 11 ppm.

\_ **Corrida 11:** La concentración de químico desemulsionante se fijó en 12 ppm.

Los resultados arrojados por los análisis de laboratorio correspondientes a esta tercera fase del plan de ajuste son los siguientes:

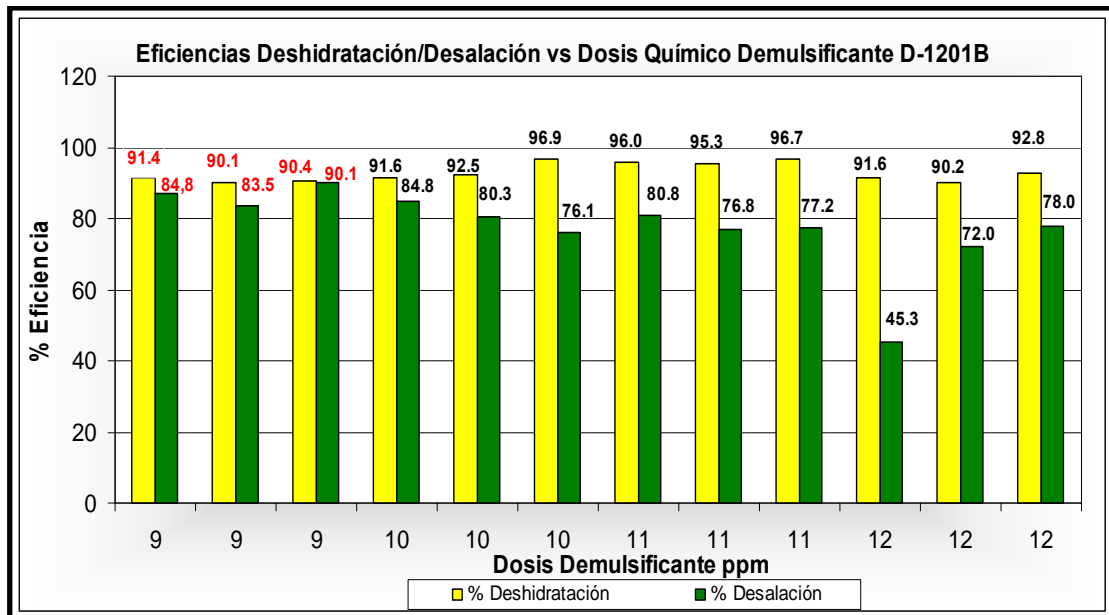


Figura N°. 25. Eficiencias de Deshidratación / Desalación en función de la variación de la dosis del químico desemulsionante para el Desalador D-1201 B.

En la figura N°25 se observa que los mayores porcentajes de eficiencias de deshidratación/desalación (90%/86%) respectivamente se obtuvieron para un valor de la dosificación de químico desemulsionante correspondiente a 9 ppm, en base a este resultado, se puede afirmar que a esta dosis la acción del químico desemulsionante es mucho más eficiente, lo cual garantizara el rompimiento de la emulsión formada en la válvula de mezclado, favoreciendo de esta manera la separación de las fases crudo y

agua. Por otra parte en la figura N°26 se puede apreciar claramente que los valores en el contenido de aceites y grasas en la salmuera efluente de los desaladores para esta tercera fase del plan de ajuste realizado, cumple con las especificaciones requeridas a la entrada de la unidad de tratamiento de aguas residuales WWT (<500ppm), obteniéndose de esta forma valores por debajo de la especificación antes mencionada, durante todas las variaciones realizadas en la inyección de químico desemulsionante que se llevaron a cabo en el desarrollo de esta fase.

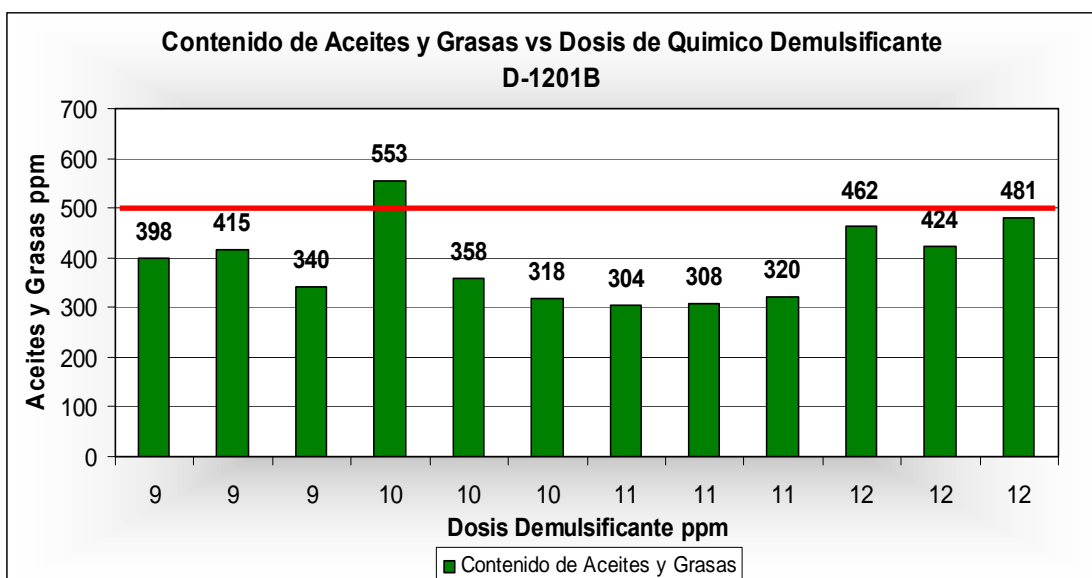


Figura N°. 26. Variación del contenido de Aceites y Grasas en función de la variación de la dosis del químico desemulsionante para el Desalador D-1201 B.

#### III.1.8.4 Estudio económico

Tomando en cuenta los resultados obtenidos durante el desarrollo del plan de ajuste, y específicamente haciendo énfasis en los resultados obtenidos durante la tercera fase, vemos que se logró optimizar la dosificación de químico desemulsionante que se inyecta a los desaladores, obteniendo como resultado una disminución en el consumo del mismo, con lo cual se está reduciendo la dosis de 13 ppm a 9ppm y esto trae

como consecuencia una reducción en el volumen de químico a utilizar, lo que genera un beneficio económico, tal como se muestra en la siguiente tabla:

Tabla N° 3. Estudio económico

CARGA DEL MEJORADOR (MBPD)		157.8		
CONCENTRACIÓN (ppm)		Volumen anual Utilizado (L)	Precio Unitario Bsf/d	Costo de tratamiento Anual (Bsf)
Dosis Optima NALCO	13	119232	26.22	3126263.04
Dosis Optima PLAN DE ESTUDIO	9	82944		2174791.68
GANANCIA	4	36288	TOTAL	951471.36

### III.2 CONDICIONES OPERACIONALES DE LOS DESALADORES DEL CENTRO OPERACIONAL PETROMONAGAS (COPEM)

#### III.2.1 Condiciones del Crudo Diluido (DCO) que alimenta a los Desaladores de COPEM

En las figuras n°27 y 28 se pueden apreciar las condiciones de entrada del crudo diluido (procedente de los yacimientos) que entra a la planta del Centro Operacional Petromonagas (COPEM), en el grafico n°16 se puede ver el comportamiento de la gravedad API que entra a COPEM, la cual ha venido experimentando un incremento desde los 16°API, hasta aproximadamente 18°API, este incremento se debe principalmente al aumento en la inyección de nafta diluyente en los pozos de extracción de crudo, con el propósito de generar un crudo diluido menos viscoso, para de esta manera facilitar su transporte; por otro lado en el grafico n°17 se observa la tendencia del comportamiento del porcentaje de agua y sedimentos (%AyS) del crudo diluido que entra a COPEM, el cual está entre 4 y 6%

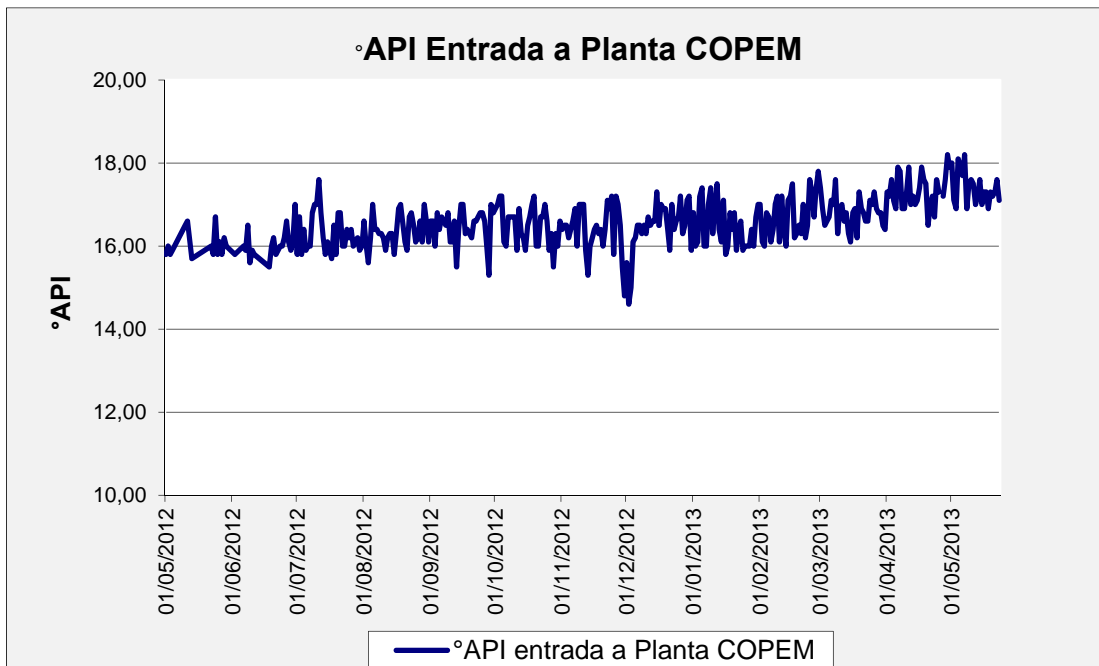


Figura N°. 27. Comportamiento de la gravedad API del crudo Diluido DCO Alimentación a la planta de COPEM.

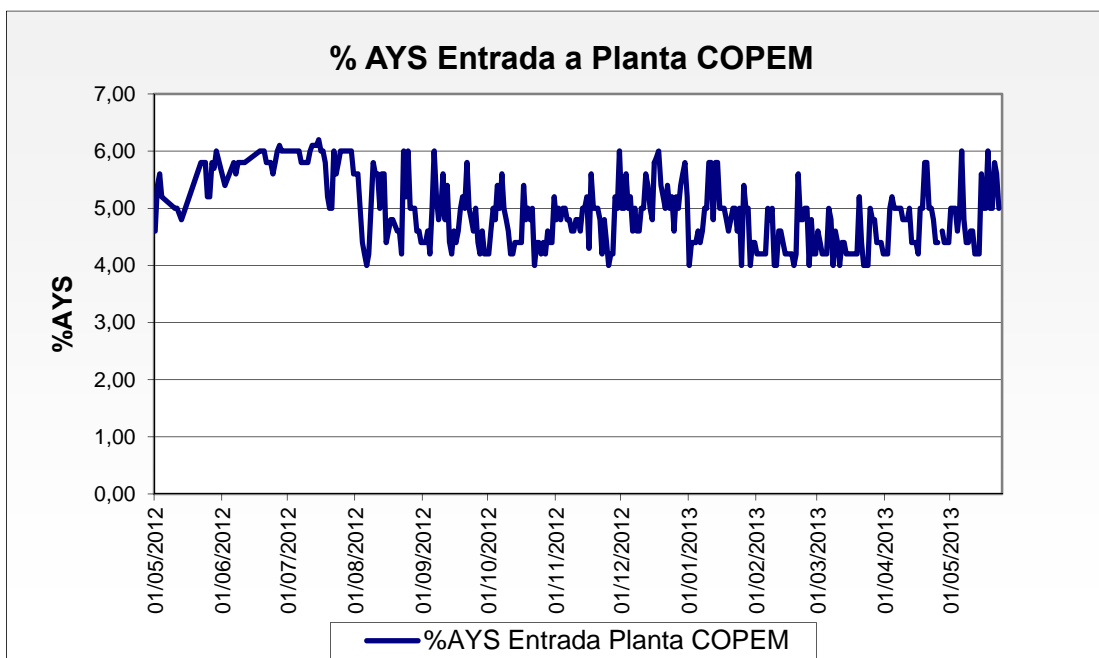


Figura N°. 28. Comportamiento del %AyS de la Alimentación a la planta de COPEM

### III.2.2 Condiciones del Crudo Diluido (DCO) a la salida de los trenes de Desalación de COPEM

En las figuras n°29 y 30 se observa el comportamiento del porcentaje de agua y sedimentos a la salida de los trenes 1 y 2 respectivamente, donde a comienzos del 2012 la corriente de crudo diluido efluente de estos trenes se encontraba fuera de la especificación establecida en el diseño de los desaladores de COPEM ( $\leq 1\%$ ), sin embargo a partir del último trimestre del 2012 y a comienzos de 2013 esta condición cambió, ya que la mencionada corriente está cumpliendo con la especificación establecida en el diseño de estos equipos.

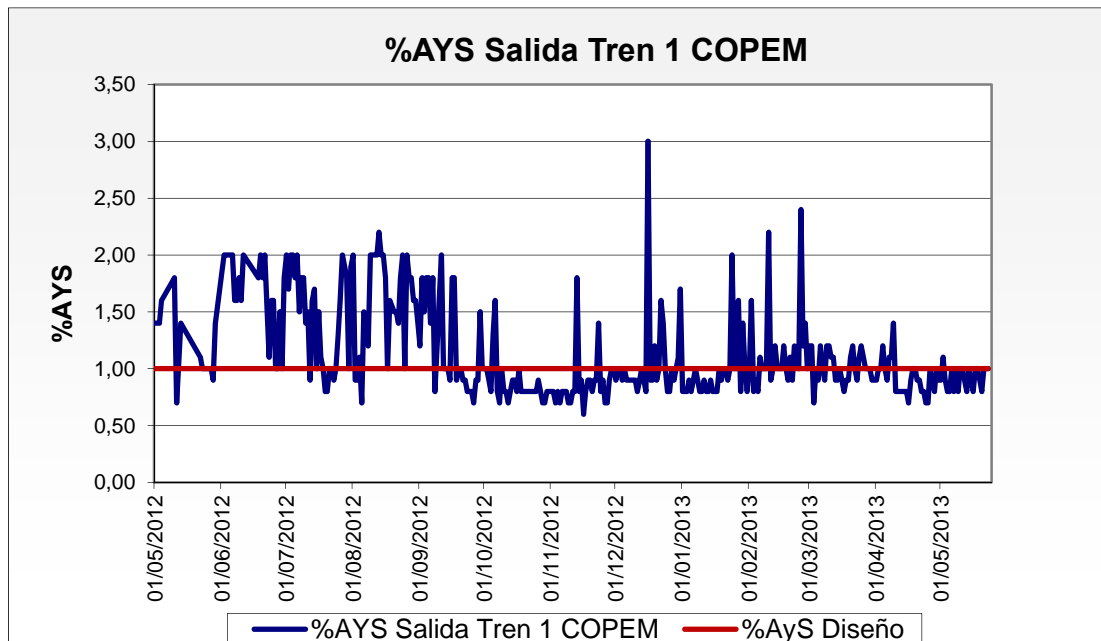


Figura N°. 29. Comportamiento del %AyS a la salida del tren 1 de desalación COPEM

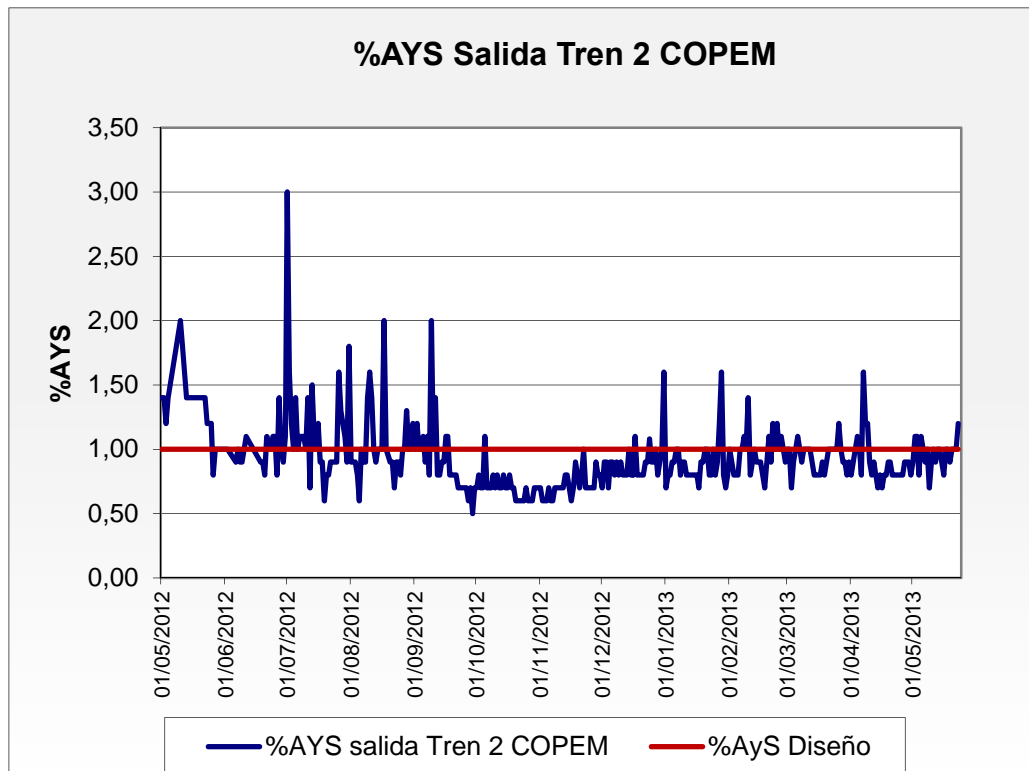


Figura N°. 30. Comportamiento del %AyS a la salida del tren 2 de desalación COPEM

En las figuras n°31 y 32 se observa el comportamiento del contenido de sales en PTB a la salida de los trenes de desalación, donde se puede apreciar claramente que en el caso de la corriente que sale del tren uno (gráfico n°20), el crudo no cumple con la especificación de diseño establecida ( $\leq 15$  PTB), sin embargo en el 2013 la tendencia mejoró, ya que el contenido de sales ha experimentado una disminución que la acerca cada vez más al valor de diseño establecido; por otro lado a la salida del tren dos (gráfico n°21) observamos que el contenido en PTB de sales en el crudo diluido desalado está mucho más cercano al valor de diseño establecido ( $\leq 15$  PTB) y específicamente en los meses de Octubre y Noviembre del 2012, los valores se encontraban dentro de especificación.

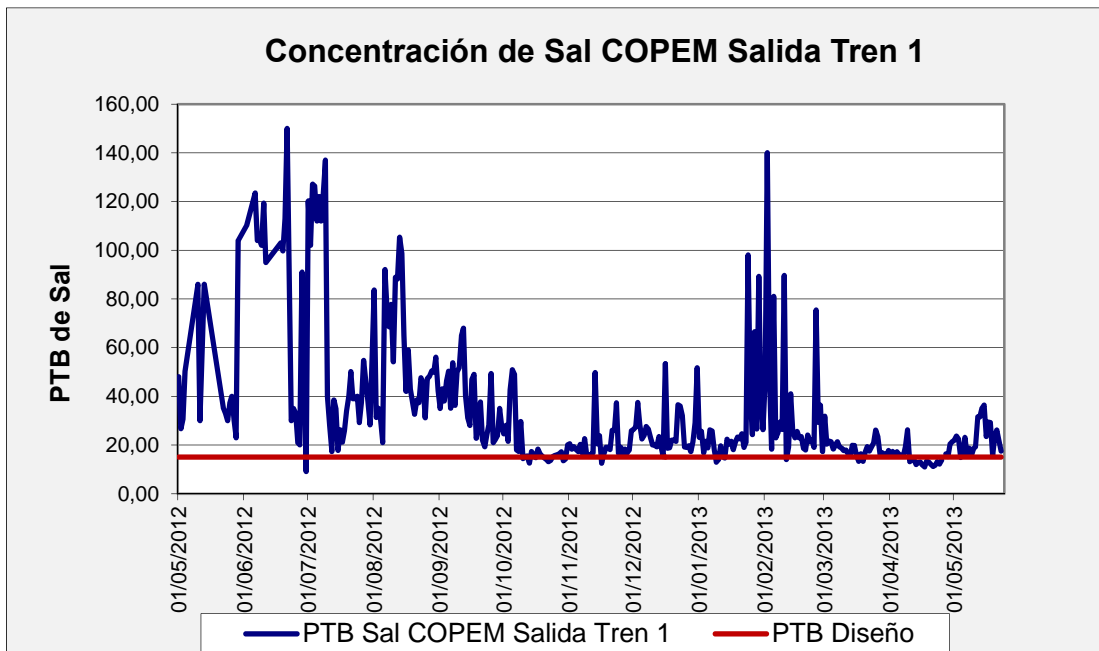


Figura N°. 31. Comportamiento del Contenido de sales (PTB) a la salida del tren 1 de desalación COPEM

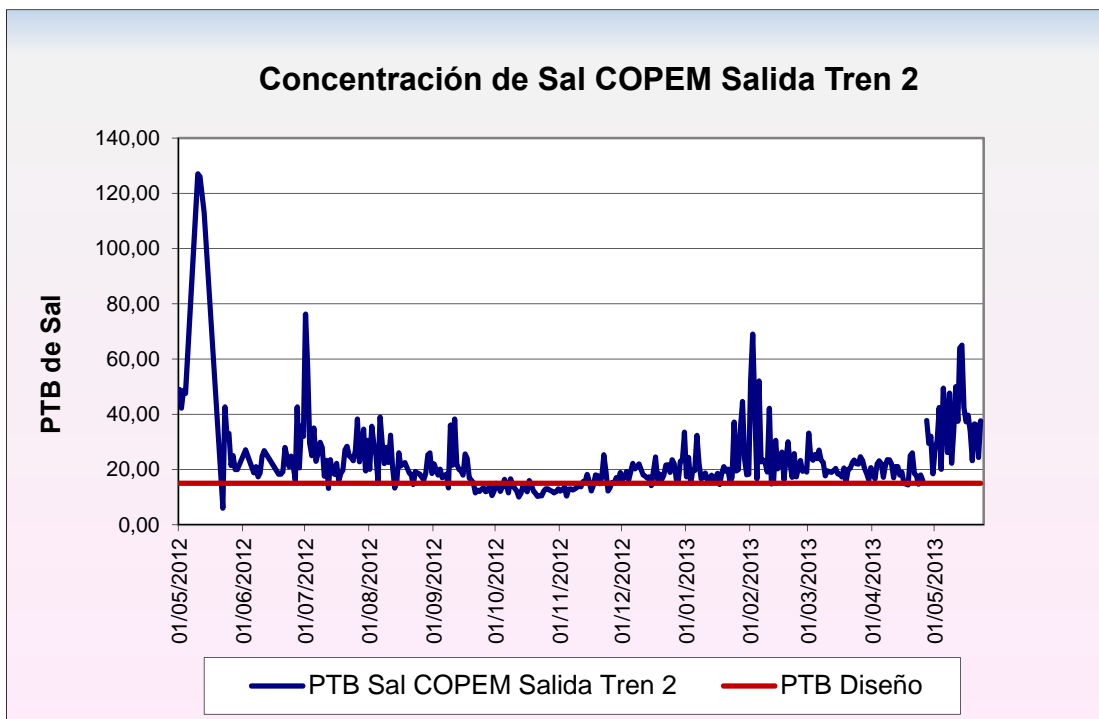


Figura N°. 32. Comportamiento del Contenido de sales (PTB) a la salida del tren 1 de desalación COPEM

### **III.2.3 Esquema de producción actual del Centro Operacional Petromonagas (COPEM)**

En la figura n°33 se muestra el esquema de producción actual del Centro Operacional Petromonagas, donde de los 145.000 BPD producidos que entran a planta con un contenido de sales de 579 PTB (en promedio), solamente pueden ser procesados 125.000 BPD por los trenes de desalación, debido a que estos se encuentran operando a su máxima capacidad de diseño (120.000 BPD) los cuales a la salida de los Desaladores tienen en promedio un contenido de sales de 20 PTB, valor este que se encuentra muy cercano al establecido en el diseño de los mismos ( $\leq 15$  PTB); ahora bien los 20.000 BPD excedentes de la producción son enviados a un Sistema de Tratamiento de Emulsiones (ETS), el cual es un vessel que tiene un sistema de suministro de calor, el cual permite deshidratar el crudo y durante la deshidratación del crudo, se remueven también parte de las sales contenidas en el, este proceso permite disminuir el contenido de sales en el crudo de 579 PTB a un valor promedio de 405 PTB.

Ahora bien la corriente que sale de ambos trenes de desalación es enviada a los tanques de crudo diluido procesado, donde se mezcla con la corriente de salida del sistema de tratamiento de emulsiones y adicionalmente en estos tanques se están recibiendo los baches de producción de la empresa Petrocarabobo, los cuales poseen un contenido de sales de aproximadamente 366 PTB; esta condición hace que la corriente efluente de los tanques de crudo diluido procesado en COPEM, presente un alto contenido de sales de aproximadamente 78,8 PTB, y en consecuencia no se está cumpliendo con las especificaciones de diseño establecidas ( $\leq 30$  PTB) en las unidades aguas abajo (Desaladores del Mejorador Petromonagas del Complejo de José). Actualmente en el Centro Operacional Petromonagas (COPEM) se está

llevando a cabo un procedimiento de manejo de cambio, el cual contempla una sustitución de la tecnología de los trenes de desalación actual (Polaridad Dual) por un sistema mucho más eficiente (Frecuencia Dual), ya que de esta manera se estará ampliando la capacidad de procesamiento de crudo, lo que garantizará que los 145.000 BPD producidos sean tratados en los trenes de desalación, obteniendo un crudo desalado que cumpla con las especificaciones de diseño establecidas ( $\leq 15$  PTB).

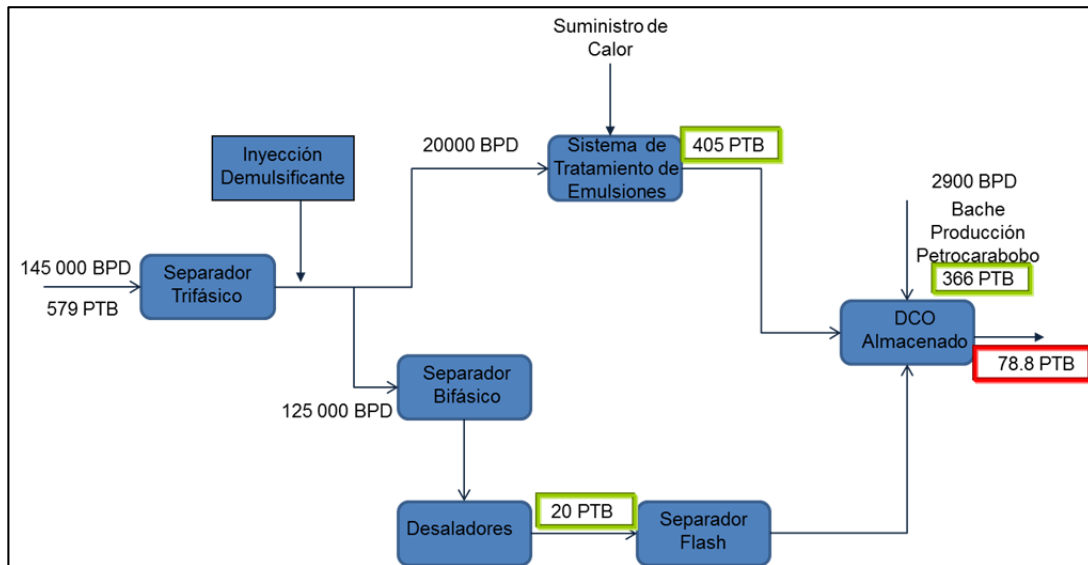


Figura N°. 33. Esquema de Producción Actual del Centro Operacional Petromonagas

### **III.3 COMPARACIÓN DE LA OPERACIÓN DE LA DSU DEL MEJORADOR PETROMONAGAS CON LAS UNIDADES DE DESALACIÓN DE LOS DEMÁS MEJORADORES DEL COMPLEJO JOSÉ ANTONIO ANZOÁTEGUI Y LA REFINERÍA DE PUERTO LA CRUZ.**

En la tabla n°4 se observan las condiciones de diseño y operación de las diferentes unidades de desalación existentes en los mejoradores del complejo de José y en la refinería de Puerto la Cruz; es de gran importancia señalar que en el caso de Petromonagas, Petropiar, Petroanzoategui y en la refinería de Pto la Cruz, las corrientes de crudo desalado y salmuera efluente de los desaladores se encuentran fuera de las especificaciones establecidas por el diseño de las unidades; asimismo vemos que en Petromonagas y Petroanzoategui el contenido de sales (PTB) en la alimentación también se encuentra fuera de la especificación del diseño.

En cuanto a las tecnologías existentes vemos que en el mejorador Petromonagas y en Petroanzoategui los desaladores son Petreco Bilectric, en el caso de Petropiar se cuenta con desaladores Home Baker y en la refinería de Puerto la Cruz los desaladores son NATCO. Igualmente observamos que la frecuencia y duración del proceso de lavado de lodos (mud-wash) en el caso del mejorador petromonagas tiene una duración de 12 horas continuas para cada desalador, lo cual representa una diferencia bastante significativa comparado con la duración de este proceso en los demás mejoradores y la refinería de Puerto la Cruz.

Tabla N° 4. Cuadro Comparativo de las unidades de Desalación de los Mejoradores del Complejo de José y de la refinería de Puerto la Cruz.

Mejorador Variable	Petromonagas		Petropiar		Petroanzoategui		Refinería PLC	
	Diseño	Operación	Diseño	Operación	Diseño	Operación	Diseño	Operación
Temperatura (°F)	300	270 - 290	300	280 - 290	284	266 - 302	290 - 300	240 - 245
Presión (psig)	140	140 - 160	140 - 165	140 - 170	160	145 - 174	170	160 - 170
Flujo (BSPD)	90000	70000-80000	123788	120000	43040	43040 - 49670	45000	30000-35000
ΔP Válvula Mezclado (psig)	08 - 12	10 - 12	08 - 12	10 - 12	10	07 - 13	07 - 10	4,5 - 5
% Nivel de Agua	85	85 - 90	50	40 - 50	80	80 - 85	50	40 - 50
Gravedad API	16°	16 - 18°	16°	16 - 18°	17°	17 - 18°	16°	16 - 16,5°
Voltaje (vol)	3000 - 4000	3400 - 3700	3000 - 4000	1800 - 3800	300 - 600	290 - 520	15 - 20	18 - 20
Amperaje (amp)	12 - 20	18 - 24	20 - 50	30 - 60	60 - 120	80 - 160	160	180 - 190
Alimentación PTB sal	30	40 - 60	96,9	40 - 60	40	60 - 80	60	40 - 70
Alimentación % AyS	< 1	1 - 2	1	0,8 - 1,4	2,2	1,8 - 2,2	< 1	0,8 - 1
Salida PTB sal	3	5 - 15	2	9 - 15	7	10 - 15	< 15	16 - 22
Salida % AyS	0,5	0,7 - 1,4	0,5	0,5 - 1	0,8	0,8 - 1,2	< 1	0,8 - 1,2
Salmuera AyG (ppm)	500	400 - 700	380	350 - 500	400	320 - 550	350	300 - 450
% Alim y Procedencia Agua Fresca	5% Agua Despojada/Cruda/Agria		4,5-5% Agua Despojada/Cruda		7,5% Agua Despojada+Agria+Industrial		4,5 - 5% Agua potable	
% Recirculación de Salmuera	3		No se Recircula Salmuera		No se Recircula Salmuera		No se Recircula Salmuera	
Fabricante	Petreco		Howe Baker		Petreco		Natco	
Modelo	Bilectric				Bilectric		Frecuencia Dual	
Número de Etapas	1		2		1		1	
Configuración	2 en Paralelo		2 en Paralelo		4 en Paralelo		2 en Paralelo (DEA 2)	
Equipo de Mezclado	Valvula de Mezclado		Valvula de Mezclado		Valvula de Mezclado		Valvula de Mezclado	
Duración y Frecuencia MUD-WASH	Diario 12 Horas cada Desalador		21 min. 1° Etapa diario y 2° Etapa Interdiario		Diario 30 min turno Diurno y 30 min turno nocturno		Diario 40 min 2 veces al día (Mañana y Tarde)	
Químicos Empleados	Demulsificante Nalco Base Aceite		Demulsificante Nalco Base Aceite		Demulsificante Baker Base Aceite		Demulsificante Nalco Base Aceite	
Dosificación de Químico	13 ppm		20 ppm		40 - 45 ppm		9,6 GPD	

## CAPÍTULO V

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En este capítulo se presentan las conclusiones y recomendaciones establecidas en base a los resultados obtenidos.

#### V.1 CONCLUSIONES

- El alto contenido de sales (PTB) en el crudo diluido recibido en el mejorador Petromonagas se debe a: el procesamiento de 20000 BPD en el ETS (COPEM) y la transferencia de los baches de producción de Petrocarabobo directamente al tanque de almacenamiento de DCO en COPEM.
- Con el manejo de cambio que se tiene programado en los trenes de desalación de COPEM, se estará garantizando procesar 145000 BPD, con un contenido de sales de 15 PTB máx. a la salida.
- El Valor Óptimo de la caída de presión en la válvula de mezcla obtenido durante la FASE I del plan de ajuste fue 12 Psig.
- El Porcentaje Optimo de Agua de lavado (Relación Salmuera de recirculación-Agua despojada) obtenido para la FASE II del plan de ajuste fue de 4.0/3.1%, lo que equivale a 7.1% de agua de lavado.
- Durante la FASE II del plan de ajustes el contenido de aceites y grasas alcanzado en la salmuera efluente del desalador D-1201B, obteniendo valores por debajo a lo establecido por diseño, cumpliendo con las especificaciones requeridas en la unidad de tratamiento de aguas  $WWT \leq 500$  ppm.
- El contenido de sal en el crudo desalado del D-1201B (Referencia diseño:  $\leq 3$ PTB) obtenido en la FASE I es 5.69 PTB y en la FASE II del plan de ajuste 3.95 PTB
- La eficiencia de remoción de sales (desalación) fue de 87.5% y 90.1% vs 90%(diseño) y en deshidratación fueron 89.5% y 91.4% vs >95%(diseño) respectivamente para las fases I y II.

- La Dosis Optima de inyección de químico desulsionante obtenida en la Fase III del plan de ajuste fue de 9 ppm
- De acuerdo al estudio realizado la condición óptima de operación de los desaladores es la siguiente:

<b>Condiciones Operacionales</b>	
<b>Flujo (MBPD)</b>	<b>157.8</b>
<b>Temperatura (°F)</b>	<b>272</b>
<b>Valvula de Mezclado (psi)</b>	<b>12</b>
<b>% Agua de Lavado (%Salmuera/Agua Despojada)</b>	<b>7.1 (4/3.1)</b>
<b>%Nivel</b>	<b>≥89</b>
<b>Dosis demulsificante (cc/min)/ Concentración (ppm)</b>	<b>165/9.2</b>

- Los resultados obtenidos de eficiencia de desalación/deshidratación se encuentran por debajo a los establecido por diseño 90%/95% respectivamente.
- En la refinería de PLC y en los mejoradores del complejo Petroquímico de José las condiciones del crudo desalado (PTB sal y %AyS) se encuentran fuera de especificación; así como también el contenido de aceites y grasas en la corriente de salmuera efluente de los desaladores.
- En el Mejorador Petromonagas el tiempo del proceso de MUD WASH (lavado de lodo) es muchísimo mayor (12 horas) en comparación con los otros mejoradores y la refinería de Puerto La Cruz.

## V.2 RECOMENDACIONES

- Estudiar la Factibilidad de procesar en COPEM los baches de producción de la empresa Petrocarabobo.
- Operar los desaladores D-1201A/B tomando en cuenta las condiciones operacionales obtenidas en el plan de ajuste ejecutado:

<b>Condiciones Operacionales</b>	
<b>Temperatura (°F)</b>	<b>272</b>
<b>Valvula de Mezclado (psi)</b>	<b>12</b>
<b>% Agua de Lavado (%Salmuera/Agua Despojada)</b>	<b>7.1 (4/3.1)</b>
<b>%Nivel</b>	<b>≥89</b>
<b>Concentración (ppm)</b>	<b>9.2</b>

- Colocar operativas las bombas de reciclo de salmuera P-1201A/C del desalador D-1201 A para evaluar el desempeño en el proceso de desalación/deshidratación.
- Realizar ensayo con los valores obtenidos en el plan ejecutado incrementando la temperatura de entrada a los desaladores.
- Desarrollar un plan de ajuste que contemple una variación del porcentaje de agua de lavado (Relación Salmuera de recirculación-Agua despojada), manteniendo fijo el porcentaje de recirculación de salmuera, la carga de entrada al mejorador, la temperatura de entrada, la caída de presión en la válvula de mezcla y la dosificación de químico desemulsionante; variando el porcentaje de alimentación de agua despojada.
- Llevar a cabo una evaluación que contemple la optimización del ciclo de lavado de lodos (MUD-WASH) para determinar si se obtiene eficiencias de desalación/deshidratación en los valores óptimos  $\geq(90\%/95\%)$  respectivamente.
- Hacer una visualización que permita validar la disponibilidad del espacio físico, para la instalación de una segunda etapa de Desalación.

- Estudiar la implementación de nuevas tecnologías que permitan ver la factibilidad de efectuar un cambio de los transformadores eléctricos y la instalación de un mezclador estático.

## BIBLIOGRAFÍA

Anderson W. (1986). Wettability literature survey – Part 1: Rock/oil/brine interactions and the effect of core handling on Wettability. *Journal of Petroleum Technology*. Pág. 1125-1144.

González, Mayerling (2012). *Desestabilización electrostática continua del material de la fosa de producción acema-100*. Trabajo Especial de Grado. Facultad de Ingeniería, Escuela Ingeniería Química. Universidad Central de Venezuela. Caracas.

Marfisi S. y Salager, J.L. (2004). *Deshidratación de Crudo. Principios y Tecnología*. Cuaderno FIRP S853-PP, Laboratorio FIRP. Escuela de Ingeniería Química, Universidad de los Andes, Mérida, Venezuela.

Martell, Jennifer (2011). *Evaluación de tecnologías, a escala de laboratorio, para la desalación de crudos diluidos (16°API) de la faja petrolífera del Orinoco*. Trabajo Especial de Grado. Escuela Ingeniería y Ciencias Aplicadas. Universidad de Oriente. Núcleo Anzoátegui.

NALCO (2006). Refinery and Fuel Management Technical Manual. PAC 4N Module I: Desalting Overview.

NALCO (2006). Refinery and Fuel Management Technical Manual. PAC 4N Module II: Desalting Theory.

NALCO (2006). Refinery and Fuel Management Technical Manual. PAC 4N Module III: Desalting Design.

NALCO (2006). Refinery and Fuel Management Technical Manual. PAC 4N Module IV: Desalter Process Operations.

NALCO (2006). Refinery and Fuel Management Technical Manual. PAC 4N Module V: Desalter Troubleshooting.

Quintero, Ingemar (2012). *Desestabilización electrostática de material de fosas de producción empleando medios coalescedores*. Trabajo Especial de Grado. Facultad de Ingeniería, Escuela Ingeniería Química. Universidad Central de Venezuela. Caracas.

## APÉNDICES

### APÉNDICE A. Título de Apéndice

# ANEXOS

## [ANEXO A] Condiciones de Diseño de los Desaladores D-1201 A/B

OPERADORA CERRO NEGRO, S.A.  
FOR CERRO NEGRO DESALTER EXPANSION  
PETRECO QUOTE NO: K02Q0180, Rev. 3  
OCTOBER 17, 2003  
PAGE 2 of 3



### OPERATING CONDITIONS

Crude Oil to Desalter Property:	Diluted Crude
Flow Rate, BPD	190,000
API <sup>o</sup>	15.7
Salt, ptb	30
Water, %Vol	1.0
Viscosity of Crude Oil	
@ 110 ° F, Cst	375
@ 210 ° F, Cst	27
@ 300 ° F, Cst	8
Temperature	300 ° F
Pressure	As Required

Note:

1. A minimum of 5% inlet water phase is required.
2. The lengthening of two vessels by Forty (40) feet for a total flow rate of 190,000 BPD.

Pressures and flow rates shall not vary more than 10% hourly and the variations shall not be instantaneous.

Temperatures shall not vary more than  $\pm 10$  ° F hourly and the variations shall not be instantaneous.

---

PROPOSAL



---

TYPICAL PERFORMANCE REQUIREMENTS

Samples taken every four hours over a 24-hour period shall be composited for an average salt content.

The Single Stage System will be deemed acceptable if, during the 24-hour acceptance test, the desalt system performs to the following specifications when the above operating conditions are provided:

1. Delivers 190,000 BPD of desalted oil containing not more than the following water extractable chloride salt per 1,000 barrels, as determined by Petreco Method C-010-C.

<u>Inlet Crude Salt</u>	<u>Specification</u>
0 - 10	1 ptb
10 - 20	2 ptb
20 - 60	3 ptb
> 60	95% Removal

2. The insoluble aqueous phase in the desalted crude oil at 100° F does not exceed 0.6% by volume as determined by Petreco Method C-090.
3. The estimated BS&W is 0.5% at 160,000 BPD.
4. Turndown of 50%.

---

PROPOSAL

[ ANEXO B ] Registro de Interfases del Desalador D-1201B

Fecha	D-1201B			
	Agua Fresca	Emulsión	Crudo	Salmuera
21/08/2013	agua turbia	agua clara	crudo	agua marron
21/08/2013	agua turbia	agua clara	crudo	agua marron
22/08/2013	agua turbia	agua turbia	crudo	agua marron
23/08/2013	agua turbia	agua clara	crudo	agua marron
23/08/2013	agua turbia	agua clara	crudo	agua marron
24/08/2013	agua turbia	agua clara	crudo	agua marron
25/08/2013	agua turbia	agua turbia	crudo	agua marron
27/08/2013	agua turbia	agua clara	crudo	agua marron clara
28/08/2013	agua turbia	agua turbia	crudo	agua marron clara
29/08/2013	agua turbia	agua clara	crudo	agua marron
29/08/2013	agua turbia	agua clara	crudo	agua marron clara
30/08/2013	agua turbia	agua clara	crudo	agua marron clara
31/08/2013	agua turbia	agua clara	crudo	agua marrón clara
31/08/2013	agua turbia	agua clara	crudo	agua marrón clara
01/09/2013	agua turbia	agua clara	crudo	agua marrón clara
02/09/2013	agua turbia	agua clara	crudo	agua marrón clara
03/09/2013	agua turbia	agua clara	crudo	agua marron clara
03/09/2013	agua turbia	agua clara	crudo	agua marron clara
04/09/2013	agua turbia	agua blanca	crudo	agua marron clara
04/09/2013	agua turbia	agua clara	crudo	agua marron
05/09/2013	agua turbia	agua turbia	crudo	agua marron clara
06/09/2013	agua turbia	agua blanca	crudo	agua marron
06/09/2013	agua turbia	agua blanca	crudo	agua marron
09/09/2013	agua turbia	agua blanca	crudo	agua marron
11/09/2013	agua turbia	agua blanca	crudo	agua marron
11/09/2013	agua turbia	agua blanca	crudo	agua marron

**Corrida N°1:**

Porcentaje de Agua de Lavado (%Salmuera/%Agua Despojada): 3.1%/3.1%

Caída de Presión de la Válvula de Mezcla: 13 Psig.

Dosis de Inyección de Químico Demulsificante: 200 cc/min (11 ppm)



**Corrida N°2:**

Porcentaje de Agua de Lavado (%Salmuera/%Agua Despojada): 3.1%/3.1%

Caída de Presión de la Válvula de Mezcla: 11 Psig.

Dosis de Inyección de Químico Demulsificante: 200 cc/min (11 ppm)



### Corrida N°3:

Porcentaje de Agua de Lavado (%Salmuera/%Agua Despojada): 3.1%/3.1%

Caída de Presión de la Válvula de Mezcla: 12 Psig.

Dosis de Inyección de Químico Demulsificante: 165 cc/min (9 ppm)



### Corrida N°4:

Porcentaje de Agua de Lavado (%Salmuera/%Agua Despojada): 3.1%/3.1%

Caída de Presión de la Válvula de Mezcla: 10 Psig.

Dosis de Inyección de Químico Demulsificante: 165 cc/min (9 ppm)



**Corrida N°5:**

Porcentaje de Agua de Lavado (%Salmuera/%Agua Despojada): 3.5%/3.1%

Caída de Presión de la Válvula de Mezcla: 12 Psig.

Dosis de Inyección de Químico Demulsificante: 165 cc/min (9 ppm)

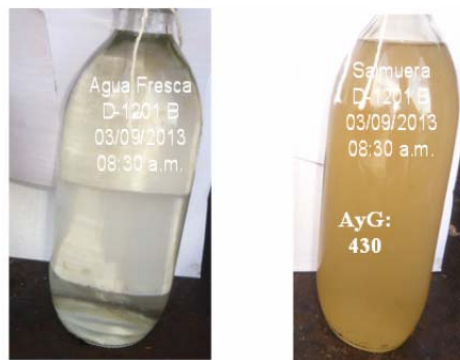


**Corrida N°6:**

Porcentaje de Agua de Lavado (%Salmuera/%Agua Despojada): 4.0%/3.1%

Caída de Presión de la Válvula de Mezcla: 12 Psig.

Dosis de Inyección de Químico Demulsificante: 165 cc/min:



**Corrida N°7:**

Porcentaje de Agua de Lavado (%Salmuera/%Agua Despojada): 4.5%/3.1%

Caída de Presión de la Válvula de Mezcla: 12 Psig.

Dosis de Inyección de Químico Demulsificante: 165 cc/min (9 ppm)

