



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería

Ingeniería Petrolera y Gas Natural - Producción

“Propuestas de Mejora de un Separador Trifásico Utilizando un Simulador”

Modalidad de Graduación: Tesis

Que para optar por el grado de:

Maestro en Ingeniería

Presenta:

Raúl Rivera Lozano

Tutor Principal

Dra. Rocío G. de la Torre Sánchez, Ing. Petrolera y Gas Natural

México, D. F. septiembre 2013



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO

**“PROPUESTAS DE MEJORA DE UN SEPARADOR
TRIFÁSICO UTILIZANDO UN SIMULADOR”**

TESIS

PARA OBTENER EL GRADO DE:

MAESTRÍA EN INGENIERA PETROLERA

PRESENTA:

RAÚL RIVERA LOZANO

DIRECTOR DE TESIS:

DRA. ROCÍO G. DE LA TORRE SÁNCHEZ



MÉXICO D.F. CD. UNIVERSITARIA, 2013

Jurado Asignado:

Presidente: Dr. Fernando Samaniego Verduzco

Secretario: Dr. Sergio Quiñones Cisneros

Vocal: Dra. Rocío G. de la Torre Sánchez

1 er. Suplente: M.I. Noel E. Santamaría Guevara

2 d o. Suplente: M.I. Saúl Bautista Fragoso

Lugar donde se realizó la tesis: México D.F. agosto 2013

TUTOR DE TESIS:

Dra. Rocío G. de la Torre Sánchez

FIRMA

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a mi esposa y a mis hijas el apoyo incondicional brindado para la realización de esta meta.

Agradezco a mi Madre y Padre las enseñanzas de vida que me permiten seguir hacia adelante.

Agradezco al Ing. Félix Alvarado Arellano el apoyo recibido y por creer en este proyecto.

Agradezco a Dra. Rocío G. Sánchez de la Torre, Dr. Sergio Quiñones Cisneros, Dr. Fernando Samaniego Verduzco, M.I. Noel E. Santamaría Verduzco, M.I. Saúl Bautista Fragoso el apoyo, asesoría y paciencia para la realización de esta tesis.

Agradezco a mis compañeros y amigos en el ámbito laboral que participaron indirectamente en este esfuerzo.

En memoria M.I. Francisco Sánchez Arredondo†

Resumen

Actualmente las condiciones de producción petrolera han ocasionado que se estén obteniendo aceites con alto contenido de agua emulsificada, por lo que es necesario contar con sistemas adecuados de deshidratación. El objetivo de este trabajo es proponer una metodología de operación para mejorar la eficiencia de un separador trifásico. Se realizó una revisión exhaustiva relacionada con los tipos de deshidratación trifásica; así como la identificación de los factores principales que afectan la deshidratación.

Se encontró que la estabilidad de la emulsión es la variable más significativa para alcanzar una mayor deshidratación de los volúmenes de crudo, debido a que bajo condiciones isotérmicas y flujos variables de inyección de desemulsificante, es posible lograr la inestabilidad de la emulsión. Dentro de este trabajo se menciona lo reportado por varios autores, quienes proponen ecuaciones para determinar el diámetro de gota en función principalmente de la viscosidad del aceite. Aún para altos porcentajes de agua en la corriente se puede calcular un diámetro de gota de aceite en la tubería de producción y en el estrangulador.

Con base en lo anterior, se realizaron simulaciones en régimen transitorio de los separadores operando a diferentes condiciones de flujo de aceite y agua, para un arreglo de tubería determinado. Para la simulación se describen los internos del separador y la información de campo necesaria que permita hacer que la simulación represente el fenómeno físico y que el modelo sea lo más representativo a lo real.

Mediante las simulaciones fue posible comprobar que el estado mecánico del separador no es significativo en el proceso completo de deshidratación; y lo que más afecta es el tipo y concentración del desemulsificante seleccionado.

Contenido

Resumen	i
Contenido.....	ii
Índice de tablas.....	v
Índice de Figuras	vi
Introducción.....	1
I.1. Planteamiento.....	1
I.1.1. Justificación.....	1
I.1.2. Hipótesis	1
I.1.3 Objetivo General	1
I.1.4. Objetivos particulares	1
I.2. Metodología	2
Antecedentes.....	3
Marco Teórico	6
II.1. Sedimentación por gravedad	6
II.2. Separadores Centrífugos (CICLONES).....	7
II.3. Separación por temperatura	10
II.4. Separación por agente químico	11
II.5. Emulsiones.....	11
II.6. Propiedades coloidales de las emulsiones	12
II.7. Factores que afectan la estabilidad de la emulsión.....	12
II.8. Posibles causas de la formación de emulsiones	13
II.9. Emulsificantes	13

Contenido

II.10. Estudio experimental para analizar el crudo maya	14
II.11. Muestreo de la emulsión.....	14
II.12. Emulsificación y desemulsificación.	15
II.13. Pruebas de mezclado	15
II.14. Pruebas de temperatura	16
II.15. Viscosidad	17
II.16. Selección del desemulsificante por temperatura	18
II.17. Rapidez de deshidratación	18
II.18. Efecto de la concentración del desemulsificante.....	19
II.19. Determinación del tamaño de la partícula de agua.	20
II.20. Tamaño de partícula en la tubería de producción.	21
II.21. Tamaño de partícula en el estrangulador.....	22
II.22. Correlación de diámetro mínimo de partícula	23
II.23. Tratadores electrostáticos	24
II.24. Efecto del corte de agua sobre el diámetro mínimo de partícula.	24
II.25. Requerimiento de energía de precalentamiento.....	25
II.26. Viscosidad de la emulsión	25
II.27. Variación de la viscosidad de la emulsión con la temperatura.	33
II.28. Variación de la viscosidad de la fracción en volumen de la fase dispersa y la temperatura. ...	34
II.29. Opciones de deshidratación	36
Simulación	38
III.1. Descripción operacional del sistema	38
III.2. Modelo	40
III.3. Información para la simulación.	43

Contenido

III.4. Tipo de Emulsión	44
III.5. Corridas de simulación	44
III.6. Representación de los datos de campo.	46
Conclusiones	53
Recomendaciones	54
Bibliografía.....	55

Índice de tablas

Tabla 1 Equivalencias de variables entre la fuerza de gravedad y la fuerza centrífuga ⁵⁰	7
Tabla 2 Formación de emulsión con la agitación ⁵	15
Tabla 3 Formación de emulsión con respecto al porcentaje de agua y la temperatura. ³³	16
Tabla 4 Valores de las constantes de Woelflin para diferentes tipos de emulsión. ⁵³	30
Tabla 5 Ajuste de los Datos de Woelflin´s usando la ecuación 28. ⁵³	31
Tabla 6 Características de las muestras de crudo utilizados por Farah et. Al. ⁹	35
Tabla 7 Valores de las constantes de las ecuaciones de Farah y Ronningsen ³⁹	35
Tabla 8 Condiciones de operación del separador Akal G.....	40
Tabla 9 tensión interfacial y diámetro de gota ⁴¹	43
Tabla 10 Datos de análisis PVT crudo Akal G ³⁶	44

Índice de Figuras

Fig. 1. Tipos de muestreadores en línea ¹⁰	14
Fig. 2 Grados API durante el calentamiento o enfriamiento de la mezcla ²²	17
Fig. 3. Viscosidad contra % de agua ¹⁵	18
Fig. 4. Efecto de la concentración en la rapidez de deshidratación ⁴⁰	20
Fig. 5. Diámetro de partícula en función del tipo de emulsión ¹⁸	26
Fig. 6. Viscosidad en función del porcentaje de agua ¹⁸	28
Fig. 7. Viscosidad relativa en función del porcentaje de agua ¹⁸	29
Fig. 8. Centro de Proceso Akal-G	38
Fig. 9. Pronóstico de Producción	39
Fig. 10. Diagrama del separador trifásico	41
Fig. 11. Internos vortex del separador trifásico.	41
Fig. 12 Segmento de tubería indicando perfiles de turbulencia	42
Fig. 13 Diagrama de flujo de la primera y la segunda etapa de Akal-G	42
Fig. 14 Diagrama de flujo de la primera y la segunda etapa de Akal-G	43
Fig. 15 Geometría completa del separador 643,382 celdas.	44
Fig. 16 Mitad de la geometría 755,388 celdas.	45
Fig. 17 Comportamiento de la fase líquida en los tubos Vortex a los 2.5 segundos.	45
Fig. 18 Comportamiento de la fase líquida en los tubos vortex a los 7.5 segundos.....	46
Fig. 19 Eficiencia del separador con 150, 100 y 500 ppm de concentración de desemulsificante y 50°C.	47
Fig. 20 Eficiencia de separación a diferentes concentraciones y 50°C	48
Fig. 21 Eficiencia de separación en rango de concentraciones de 500 a 900 ppm y 50°C	48
Fig. 22 Eficiencia de separación a 900 ppm y 50°C.	49

Contenido

Fig. 23 Porcentaje y rapidez de deshidratación a 100, 150 y 500 ppm con 50°C.	50
Fig. 24 Porcentaje y rapidez de la deshidratación a diferentes concentraciones y 50°C.	50
Fig. 25 Porcentaje y rapidez de deshidratación en un rango de 500 a 900 ppm y 50°C.	51
Fig. 26 Porcentaje y rapidez de deshidratación con 900 ppm.	51
Fig. 27 Viscosidad de la emulsión, considerando los multiplicadores de Kokail y diferentes tipos de emulsión.	52
Fig. 28 Energía requerida para 30,000 bls. a diferentes ΔT	53
Fig. 29 Energía requerida para un $\Delta T=20^{\circ}\text{C}$ y diferentes volúmenes de líquido.	53

Introducción

I.1. Planteamiento

I.1.1. Justificación

Debido a que la producción de agua en las corrientes de crudo va en aumento, se propone encontrar una combinación adecuada de los mecanismos de deshidratación, y mediante la simulación obtener las condiciones de operación que mejoren y que permitan incrementar la eficiencia de los separadores trifásicos a diferentes flujos de aceite, agua y gas y lograr la recuperación de producción de aceite limpio al menor costo.

I.1.2. Hipótesis

Mediante la optimización de los separadores trifásicos, se pretende disminuir el contenido de agua en la corriente de crudo, disminuyendo los riesgos asociados por transporte de agua en ductos, y asegurar la calidad requerida para el crudo de exportación e incrementar la eficiencia de separación trifásica.

I.1.3 Objetivo General

Lograr la optimización de los parámetros de operación, y proponer un esquema que combine los mecanismos de deshidratación para separar el agua, y tener el crudo en parámetros de calidad de exportación (agua $\leq 0.5\%$, sal 50 LMB) al menor costo posible.

I.1.4. Objetivos particulares

1. Adquisición y revisión de la información de campo e instalaciones a analizar.
2. Conocimiento específico de las corrientes actuales que convergen a cada una de las plataformas para poder determinar el tipo de desemulsificante a aplicar.
3. Modelado y simulación del separador en condiciones actuales para encontrar propuestas de mejora.

I.2. Metodología

Las actividades a desarrollar son las siguientes:

1. Recopilación de la información de campo, presiones de operación, porcentajes de agua en la corriente, puntos de inyección de desemulsificante, propiedades PVT, producciones actuales, información de diseño de los tanques, longitud, capacidad, datos de los internos de los tanques, diámetros de tuberías, instrumentación, temperaturas del crudo.
2. Revisión de los datos.
3. Caracterización de los fluidos de las corrientes.
4. Determinación con correlaciones de propiedades PVT, tipo de emulsión, tamaño de gota, viscosidad de la emulsión.
5. Modelado y simulación de los internos.

Antecedentes

Dentro de la revisión de la literatura se ha encontrado mucha información relacionada con la deshidratación de crudo ligero y pesado, donde se mencionan diferentes variables que condicionan a la formación de emulsiones y la deshidratación del aceite; como por ejemplo, la temperatura, la viscosidad del aceite, tiempo de residencia, y la tensión interfacial.

Existen diversas opciones para realizar la deshidratación; como son los métodos mecánicos, electrostáticos, químicos y térmicos.

Con los trabajos revisados fue posible optimizar el proceso de deshidratación mediante de sea mejorando la eficiencia, optimizando la instalación de equipos nuevos y existentes.

Todos reflejan un beneficio en el costo de producción, disminución de peso y mejor aprovechamiento de los espacios en plataformas costa afuera.

Con respecto a la deshidratación en plataforma, en mayo de 2009 se desarrollo un trabajo para encontrar una solución a la problemática de la poca eficiencia que tenía un separador trifásico usando el método mecánico, Red de especialistas en Deshidratación de Crudo, Región Marina Noreste³⁷, este trabajo se hizo con apoyo de la compañía que suministró los internos, como resultado se encontró que existía una caída de presión provocada por el extractor de niebla del mismo tanque y que se deberían quitar algunos elementos vortex por estar el tanque sobredimensionado a las condiciones de operación actual. Con esto se puede determinar que el uso de la simulación debe ser antes de que se considere la construcción de cualquier equipo.

Se debe considerar que aun con altos porcentajes en el corte de agua, la extracción de crudo seguirá siendo un negocio rentable. Por lo que es necesario cambiar nuestra visión, entender que es posible manejar grandes volúmenes de agua.

Para la explotación de los yacimientos es necesario tener una clasificación y conocimiento de los fluidos, así como determinar adecuadamente los mecanismos por el cual estará produciendo, ya que conforme los ritmos de producción se incrementan, el mecanismo predominante de producción puede cambiar y la composición de la mezcla va siendo diferente.

Una vez que se conoce el yacimiento y los fluidos contenidos en él, se debe de tener un planteamiento de la infraestructura necesaria para el correcto manejo de los fluidos (gas, aceite y agua). Esta infraestructura debe contemplar separación en dos fases, separación trifásica, compresión y bombeo.

Antecedentes

El enfoque de este trabajo es la separación trifásica, que permitirá tener en parámetros de calidad el crudo de exportación, con un contenido de agua $\leq 0.5\%$ y sal 50 LMB.

Se ha observado, que el tratamiento químico, es el que realiza el rompimiento de la emulsión mediante la aplicación de desemulsificante.

El tipo de emulsión, en conjunto con la temperatura, es de los parámetros más importantes que se deben de conocer para lograr un buen proceso de separación trifásica, sea cual sea el método empleado.

Las emulsiones están afectadas por: densidad, tensión interfacial, relación de volúmenes de las fases, contenido de compuestos parafínicos, tipos de crudo, temperatura y PH. Se explicará brevemente como influye cada una de ellas en el proceso de separación trifásica.

El tratamiento térmico consiste de manera general en el incremento de temperatura de la corriente de crudo a deshidratar utilizando calentadores directos e indirectos.

En los calentadores directos, el incremento de la temperatura es resultado del contacto del fluido con el mismo calentador.

Los calentadores indirectos primero calientan agua o calientan el medio en el cuerpo, esta agua es llevada al paquete de tubos de flujo, en los cuales se transfiere calor a la emulsión que pasa a través de un paquete de tubos.

El calentamiento indirecto puede ser también proporcionado pasando un fluido caliente a través de los tubos en el tratamiento, este fluido es circulado por bombas a través del calentador que puede ser colocado a poca distancia por seguridad.

El tratamiento electrostático, consiste en la aplicación de un campo eléctrico para aprovechar la polaridad eléctrica de una gota de agua e incrementar la coalescencia de las gotas dispersas en el aceite, las fuerzas eléctricas resultantes entre gotas pueden ser mucho más grandes que la fuerza de gravedad inherente.

El tratamiento mecánico se caracteriza por utilizar equipos de separación dinámica que permitan la dispersión de las fases de la emulsión y aceleran el proceso de separación gravitacional. Este método sólo separa agua libre contenida en la corriente. Actualmente este método opera en plataforma pero debido a las condiciones de flujo actuales donde los volúmenes de gas y agua producida han ido aumentando y además de que la temperatura del crudo no es la suficiente para poder desestabilizar la emulsión, la eficiencia ha sido baja, por lo que los porcentajes de agua en la corriente de crudo se han incrementado de forma sustancial reflejándose de manera significativa en la pérdida de producción de crudo.

Antecedentes

Otro sistema que deshidrata por depositación gravitacional de las gotas de agua son los tanques de lavado, tanques de asentamiento o “Gun Barrels” por el término en inglés, usualmente operan con una tercera parte de su capacidad con agua y dos terceras partes con crudo, la emulsión se desestabiliza con desémulsificantes agregados en la parte más baja de la interfase agua aceite usando un aspersor. Esta acción de lavado proporciona una ligera agitación y causa contacto entre las gotas del agua entrante y el volumen de agua retenido provocando coalescencia que remueve las gotas de agua de la corriente de aceite.

El asentamiento de las gotas de agua y el rompimiento de la emulsión ocurre arriba de los dos tercios del tanque y el crudo sube lentamente, una pobre distribución de la emulsión dentro de la sección de lavado, puede ocasionar un “corto circuito”. Este tipo de equipos no pueden manejar grandes volúmenes de gas por lo que deben ser usados para crudos con el mínimo de gas disuelto, los tiempos de residencia son muy grandes y se requieren grandes volúmenes de aceite en los tanques, la protección catódica con el tiempo se consume y es demasiado costoso su mantenimiento; si la emulsión se calienta antes de entrar al tanque las pérdidas por calentamiento podrán ser muy grandes.

Actualmente la pérdida de producción es una consecuencia de la falta de infraestructura para separación y manejo de agua producida en superficie, aunado a que la política de explotación que predominaba en algunos países, era que cuando un pozo manifestaba un alto porcentaje de agua (a partir de 5%) se cerraba de manera inmediata.

Por lo anterior, se busca hacer un planteamiento que permita conocer los efectos de los mecanismos de separación a fin de optimizar o garantizar la separación del agua en el crudo Maya y proponer el mejor esquema de calentamiento de la corriente, elevando la temperatura del crudo y logrando la recuperación de producción de aceite, perdida por incremento en el corte de agua.

Marco Teórico

II.1. Sedimentación por gravedad

Cuando el petróleo crudo contiene agua libre, ésta sedimenta al estar en reposo por un tiempo prolongado, debido a la diferencia de densidad entre el agua y el aceite, sin embargo, esta separación es lenta e incompleta. En caso de tener agua fuertemente emulsionada se concentra en la interfase agua-aceite, sin coalescer ni sedimentar.

La velocidad de la sedimentación está influida considerablemente por la viscosidad de la mezcla y la densidad del aceite.

La sedimentación gravitacional del agua emulsionada en el petróleo se puede expresar por la ecuación de Stokes:

$$V_t = \frac{178.74(\gamma_w - \gamma_o)d_w^2}{\mu_o} \dots\dots\dots(1)$$

Donde:

- γ_w = densidad relativa del agua.
- γ_o = densidad relativa del aceite.
- μ_w = viscosidad dinamica del agua en cp.
- d_o = diametro de gota, cm.

La ecuación de Stokes describe la velocidad de separación por gravedad para tamaños de partícula en mezclas agua-aceite, en unidades de campo.

De la ecuación 1 se observa que los parámetros que controlan la velocidad de sedimentación del agua son el tamaño de la gota, la diferencia de densidad y la viscosidad del aceite.

Estrictamente hablando, esta relación es válida solamente cuando las partículas a sedimentar son rígidas y pequeñas, como en los casos de partículas suspendidas en agua de desecho industrial. Para gotas de salmuera emulsionada en hidrocarburos, una mejor aproximación es la proporcionada por Rybczynsky-Hadamard, Lucas R.N.²⁴.

$$v = 2g \frac{(\rho_w - \rho_o)}{3\mu_o} r_w^2 \frac{\mu_o + \mu_w}{3\mu_w + 2\mu_o} \dots\dots\dots(2)$$

Donde se observa que si μ_w es mucho más grande que μ_o (es decir una gota esférica rígida) esta ecuación se reduce a la ecuación de Stokes. Pero realmente μ_o es más

grande que μ_w , por lo que la velocidad de sedimentación predicha por la ecuación se desvía apreciablemente de la ecuación de Stokes.

II.2. Separadores Centrífugos (CICLONES)

El cálculo de la eficiencia de un ciclón es análogo al de un separador por gravedad con sólo tener en cuenta las equivalencias de la tabla 1:

Tabla 1 Equivalencias de variables entre la fuerza de gravedad y la fuerza centrífuga⁵⁰

Gravedad	Centrífugo
H	W_1
L	$N * \pi * D_0$
V_x	V_c

Si los separadores por gravedad son ineficaces para partículas pequeñas, habrá que usar equipos semejantes pero con una fuerza impulsora mayor que la gravedad para impulsar las partículas hacia la superficie de captura. Esta será la fuerza centrífuga.

Si el cuerpo se mueve en una trayectoria circular de radio r y velocidad V_c a lo largo de esa trayectoria, tendrá una velocidad angular:

$$W = \frac{V_c}{r} \quad \dots\dots\dots(3)$$

Donde:

W = velocidad angular.

V_c = velocidad a lo largo de la trayectoria circular.

r = radio de la trayectoria circular.

Y una fuerza centrífuga:

$$F = \frac{(m * V_c^2)}{r} = m * w^2 * r \quad \dots\dots\dots(4)$$

donde:

F = fuerza centrífuga.

m = masa de la partícula.

W = velocidad angular.

V_c = velocidad a lo largo de la trayectoria circular.

r = radio de la trayectoria circular.

Incluso las velocidades moderadas y radios comunes, la fuerza centrífuga que actúa sobre partículas puede ser de dos órdenes de magnitud mayores que las de la gravedad. Ahora, ya no es aplicable la Ley de Stokes, pero sí un equivalente centrífugo de esa ley. Lo único que hay que hacer es sustituir la fuerza gravitacional por la centrífuga, es decir, cambiar g por $\frac{V_c^2}{r}$ o por $W^2 * r$. Con ello, se tienen dos velocidades diferentes en la ecuación:

V_t : velocidad terminal de sedimentación en la dirección radial.

V_c : velocidad a lo largo de la trayectoria circular.

Existe una velocidad adicional conocida como velocidad terminal de sedimentación en dirección axial que normalmente, es aproximadamente 100 veces menor por lo que se desprecia. La velocidad terminal de sedimentación que interesa es la de dirección radial que forma ángulos rectos con el movimiento circular principal de la partícula.

Si se sustituye la aceleración gravitacional por la fuerza centrífuga en la ley de Stokes y se desprecia el término ρ_{fluido} se tiene:

$$V_t = \frac{V_c^2 * D^2 * \rho_{part}}{18 * \mu_{gas} * r} \dots\dots\dots(5)$$

donde:

D = diametro de particula.

ρ_{part} = densidad relativa de la particula.

El aparato más utilizado como colector de partículas es el *separador-ciclón* o *ciclón*. Se trata de un cuerpo cilíndrico vertical con una salida para partículas pesadas en el fondo cónico. El gas entra por una admisión rectangular tangencial al ciclón de forma que el gas fluye alrededor de la circunferencia del cuerpo cilíndrico, no de manera radial hacia adentro.

El gas se mueve en espiral y hacia abajo, se vuelve y sube en espiral hacia arriba por la parte superior del aparato. Durante el movimiento en espiral, las partículas son impulsadas hacia la pared por la fuerza centrífuga y son capturadas, en aglomerados que bajan por la acción de la gravedad y las partículas más pesadas se van al fondo.

Se hacen las sustituciones señaladas, en las ecuaciones de diseño del sedimentador por gravedad.

$$\eta_{f \text{ bloque}} = \frac{N \cdot \pi \cdot D_o \cdot V_t}{W_i \cdot V_c} \dots\dots\dots(6)$$

$$\eta_{f \text{ bloque}} = \frac{N \cdot \pi \cdot V_c \cdot D^2 \cdot \rho_{part}}{9 \cdot W_i \cdot \mu_{gas}} \dots\dots\dots(7)$$

$$\eta_{\text{flujo mezclado}} = 1 - e^{\left(-\frac{N \cdot \pi \cdot D_o \cdot V_t}{W_i \cdot V_c}\right)} \dots\dots\dots(8)$$

$$\eta_{\text{flujo mezclado}} = 1 - e^{\left(-\frac{N \cdot \pi \cdot D^2 \cdot D_o \cdot V_c \cdot \rho_{part}}{9 \cdot W_i \cdot \mu_{gas}}\right)} \dots\dots\dots(9)$$

donde:

D = diámetro de partícula

D_o = diámetro exterior del ciclón

$$W_i = 0.25 \cdot D_o \dots\dots\dots(10)$$

N = Número de vueltas que el gas realiza alrededor del ciclón antes de que salga del área de captura cercana a la pared. No hay base teórica para calcular N a partir de principios de la mecánica de fluidos. Un valor de 5 representa el mayor de los datos experimentales para el caso donde no se tenga la suficiente información.

W_i = ancho de la cámara de entrada.

η = fracciones capturadas.

$N \cdot \pi \cdot D_o$ = camino recorrido por la partícula.

Nota: Máxima distancia vertical en el sedimentador es equivalente a máxima distancia horizontal en el ciclón.

Otro concepto involucrado para colectores de partículas es el diámetro de corte. Este concepto da una medida del diámetro de partículas capturadas y las que se cuelan en un colector de partículas. Por ejemplo, en un colador sería el diámetro de los agujeros. Para partículas mayores que el diámetro de corte, la eficiencia de captura es del 100% y para las más pequeñas, el 0%. Sin embargo, no hay un solo diámetro de corte en el que la eficiencia varíe tan bruscamente del 0 al 100%. Se adopta la convención de

definir el diámetro de corte como el de una partícula para la que la eficiencia sea 0.5 (50% de captura).

Sustituyendo en la ecuación anterior de flujo en bloque:

$$D_{\text{corte}} = \left(\frac{9 \cdot W_i \cdot \mu_{\text{gas}}}{2 \cdot N \cdot \pi \cdot V_c \cdot \rho_{\text{part}}} \right)^{\frac{1}{2}} \dots\dots\dots(11)$$

Como regla empírica, si una corriente de gas tiene partículas <50 μm, el ciclón es un colector óptimo en su relación eficacia/costo, aunque no resulta satisfactorio en partículas con alta adherencia entre ellas.

Para recuperar la eficiencia podemos:

1. Hacer más grande V_c resultando un incremento sustancial en el costo.
2. Hacer más pequeño W_i , implica realizar pequeño todo el ciclón.
3. Utilizar varios ciclones pequeños en paralelo (multiciclón).
4. La caída de presión dentro del ciclón (hay choques) debe vencerse con un ventilador o un soplante en alguna parte del sistema.

II.3. Separación por temperatura

La aplicación de calor a las emulsiones del petróleo es un medio efectivo para llevar a cabo su deshidratación y en la mayoría de los casos se usa como complemento de otros procesos. El calor ayuda a la separación de la emulsión del petróleo:

1. Reduciendo la viscosidad de la fase aceite.
2. Cambiando la tensión interfacial y propiedades coloidales del agente desemulsificante.
3. Con altas temperaturas el vapor de agua ayuda a romper la película aceitosa que rodea la gota de agua.

La separación por temperatura es poco eficaz para desemulsionar por completo al petróleo, excepto en los casos en que sean mezclas inestables o parcialmente emulsionadas. Este proceso se utiliza si la emulsión se calienta a una temperatura que exceda el punto de ebullición del agua emulsionada. Una de las desventajas de este proceso se debe a las pérdidas de hidrocarburos ligeros por evaporación.

II.4. Separación por agente químico

La tendencia a emulsionar y la estabilidad de la emulsión del petróleo se debe a la naturaleza coloidal del agente emulsificante adsorbido, así como a su influencia en la tensión interfacial entre el aceite y el agua. Si el agua es la fase interna, como ocurre en casi todas las emulsiones de petróleo crudo, el agente emulsificante es una sustancia de carácter alifático, el cual es oleofilo (que atrae moléculas de aceite) este agente químico se encuentra normalmente en el petróleo concentrado en la interfaz agua-aceite. Por el contrario, al adicionar una sustancia a la emulsión que se absorba de esa interfaz, se contrarresta la influencia del agente emulsificante disminuyendo el efecto de la desemulsificación. Esto se debe al cambio químico del emulsificante el cual reacciona produciendo una sustancia hidrófila (afín al agua).

En todas las etapas de deshidratación y desalado, la adición de desemulsificante ayuda al proceso electrostático o de sedimentación por gravedad.

II.5. Emulsiones

Una emulsión es una dispersión (gotas) de un líquido en otro líquido inmiscible. La fase que está presente en forma de gotas, es la fase dispersa o la fase interna y la fase en la cual las gotas están suspendidas es llamada la fase continua o fase externa. Para emulsiones de aceite, uno de los líquidos es acuoso y la otra es crudo. La cantidad de agua que emulsifica con el crudo varía de instalación a instalación. Esta puede ser desde 1% hasta el 80%. Una emulsión puede tener un comportamiento Newtoniano o No-Newtoniano, las emulsiones generalmente exhiben un comportamiento Newtoniano a bajas concentraciones de la fase dispersa (agua en el caso de las emulsiones agua-aceite, y No Newtonianos a altas concentraciones, Ronningsen³⁹.

Woelflin⁵³ presentó datos de viscosidad de emulsiones naturales agua crudo medidos con un viscosímetro Funnel, categorizó cualitativamente las emulsiones en tres grupos: “fuertes”, “medias” y “suaves”.

Las emulsiones “fuertes” fueron definidas como unas de las más extremas y con tamaños de partícula muy pequeñas y que usualmente ocurre cuando un pozo con alto porcentaje de agua fluye con una relación gas aceite grande y el flujo está sujeto a condiciones extremas de agitación.

Las emulsiones “suaves” fueron definidas como las que normalmente ocurren en la producción de un pozo en el cual el equipo de bombeo está en buenas condiciones.

Las emulsiones “medias” están entre las “fuertes” y las “suaves” y pueden ocurrir a varias condiciones en las cuales el bombeo tiene una pobre condición o la corriente fluye con bajos volúmenes de gas.

II.6. Propiedades coloidales de las emulsiones

La coalescencia y el proceso de sedimentación del agua emulsionada en el crudo Maya están afectados principalmente por la viscosidad siendo de los factores que controlan la estabilidad de la emulsión en el petróleo crudo, siendo más importante en crudos pesados.

Los coloides son mezclas de partículas dispersas de material extraño, suspendidas en líquidos, estos siguen leyes físicas peculiares que resultan del comportamiento impredecible de las sustancias no coloidales,

La forma esférica de las gotas de agua en aceite es el resultado de la alta tensión interfacial del agua, que se ejerce sobre el aceite. La tensión interfacial entre el aceite y el agua, es la responsable de que el aceite ordinario tiende a extenderse por sí misma como una delgada película sobre la superficie del agua.

Si la miscibilidad se reduce adicionando sales solubles en la fase acuosa se dificulta la formación de la emulsión. La viscosidad del aceite es también un factor que contribuye a la emulsificación. Los aceites más viscosos emulsionan más rápidamente y con más permanencia que aquellos menos viscosos.

II.7. Factores que afectan la estabilidad de la emulsión

Uno de los factores que incrementan la concentración de sal disuelta se debe a la evaporación del agua.

Las emulsiones estables contienen un porcentaje constante de agua. Por otro lado las emulsiones que contienen un alto porcentaje de agua tienden a sedimentarla.

La tendencia de los crudos naftenicos a emulsionar aumenta con la viscosidad. La tensión interfacial del aceite es también un factor importante. Los aceites de tensión interfacial alta emulsionan más fácilmente que aquellos que tienen una tensión interfacial relativamente baja.

Otras investigaciones indican que las emulsiones se forman más fácilmente cuando el gas natural o el aire están íntimamente mezclados con el aceite y el agua. En una serie

de experimentos, donde el crudo y el agua se forzaron a cruzar una columna de arena, se determinó que es difícil formar más de 1 ó 2% de emulsión en ausencia de aire o gas. Por otro lado con la inyección simultánea de aire o gas natural en el aceite, se formó de 10 a 50% en volumen de emulsión. Esto se debe a la turbulencia del fluido que ejerce un mezclado más pronunciado, Laurier L.S.²⁰.

II.8. Posibles causas de la formación de emulsiones

El entendimiento del mecanismo de emulsificación es útil en la selección del método de separación, Lucas R.N.²¹. Una de las causas de la emulsificación del petróleo se debe a la turbulencia provocada durante el flujo a través de las rocas del yacimiento de los líquidos y principalmente del gas contenido en la corriente, el cual se genera en la vecindad de las paredes del pozo productor, Lissant K.J.²¹. La magnitud de la turbulencia depende del tamaño del yacimiento, el cual condiciona el tiempo de transporte. Sin embargo, se incrementa cuando el fluido entra en las variaciones de diámetro de la tubería de producción del pozo.

El aumento de la turbulencia se debe a que en los incrementos de diámetro de pozo se produce un descenso de la velocidad del flujo.

El transporte del aceite a alta presión a través de las tuberías de recolección desde los pozos hasta los tanques de almacenamiento es también causa de emulsiones del petróleo debidas principalmente a turbulencia en el fluido, particularmente si está presente gas o si la velocidad del flujo es alta. Las válvulas y accesorios producen resultados similares, en estas se producen cambios repentinos en la dirección del flujo provocando emulsificación.

II.9. Emulsificantes

El emulsificante impide la coalescencia de las partículas dispersas. Esta sustancia está formada por pequeñas partículas que se acumulan y son retenidas en la interfaz entre los dos líquidos por un proceso conocido como adsorción. El emulsificante puede ser una sustancia coloidal finamente dispersa insoluble en el aceite y soluble en el agua. O bien puede ser una sustancia soluble en el aceite e insoluble en el agua. En cualquier caso se forma una solución coloidal. Hay evidencias de que el desemulsificante debe ser una sustancia con solubilidad parcial en las dos fases. Para esto, su molécula tiene una ramificación (extremo) dentro del aceite y otra dentro del agua, retenida en esta posición por cargas eléctricas iónicas.

El líquido que produzca mayor sulfatación (gas miscible) en el emulsificante, invariablemente será la fase continua de la emulsión.

Las sustancias de naturaleza asfáltica en el petróleo son activas como agentes emulsificantes. Estas sustancias son solubles en la fase externa o continua (aceite) por lo que estas emulsiones son del tipo agua aceite.

II.10. Estudio experimental para analizar el crudo maya

Para que el petróleo crudo pueda tratarse apropiadamente debe someterse a varias pruebas de laboratorio para seleccionar un tratamiento adecuado. Sin embargo antes de seleccionar el método de investigación que debe aplicarse a un sistema emulsionado, es necesario conocer la homogeneidad de la muestra.

Las pruebas aplicadas a las emulsiones pueden ser físicas y químicas. Las primeras se refieren al estudio de las características físicas (determinación de diámetro de partícula, porcentaje de agua libre, porcentaje de emulsión, viscosidad, viscosidad de la emulsión) en tanto que las segundas están encaminadas al estudio de la composición.

II.11. Muestreo de la emulsión

El muestreo de la emulsión debe realizarse en puntos donde la turbulencia del fluido dé lugar a que la emulsión sea más homogénea y en lugares diferentes para poder obtener resultados más generales y representativos.

Una parte importante para la determinación del diámetro de partícula es la forma en que se obtienen las muestras; existen tres posiciones (Fig. 1), para instalar el elemento que permita obtener muestras representativas de la corriente.

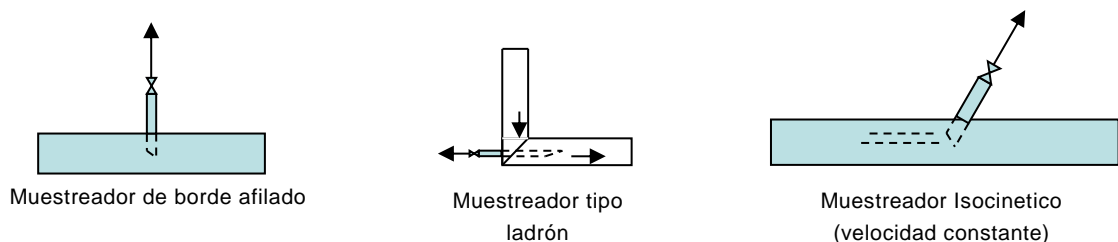


Fig. 1. Tipos de muestreadores en línea¹⁰

Siendo el isocinético (velocidad constante) el que permite una mejor obtención de muestras, esto se comprobó tomando muestras corriente abajo de bombas y válvulas, con el muestreador tipo “ladrón” y con el tipo “borde afilado” no existió cambio en el tamaño de gotas y con el isocinético se observó que en la descarga de las bombas hubo una variación de partícula de 17.5 a 13.8 micrones, Flanigan, et. al.¹⁰.

II.12. Emulsificación y desemulsificación.

La emulsificación del petróleo se refiere a la cantidad de agua que esté puede retener en forma emulsionada y estable a la sedimentación por la fuerza de gravedad.

La desemulsificación es la cantidad de agua emulsionada que se separa del crudo por sedimentación en un cierto intervalo de tiempo. Generalmente esta cantidad se refiere al volumen de aceite que se ha separado del agua en una hora, en una emulsión aceite-agua, Bebrkman S. Egloff G.⁵, en forma similar la desemulsificación de una emulsión agua-aceite, es el volumen de agua separado del aceite en una hora.

Para el crudo maya se realizan dos tipos de prueba de emulsificación y desemulsificación:

1. Pruebas de mezclado
2. Pruebas de temperatura.

II.13. Pruebas de mezclado

La finalidad de estas pruebas es determinar la importancia que tiene el mezclado en la formación de la emulsión del crudo, así como la capacidad del emulsificante natural para formarlas. El método experimental, Berkman S. y Egloff G⁵, exige un volumen mínimo de 50 cm³ en la formación de una emulsión, sin importar la relación de agua-aceite mezclada inicialmente.

La Tabla 2 indica resultados experimentales:

Tabla 2 Formación de emulsión con la agitación⁵

$\frac{\text{cm}^3 \text{ de agua}}{\text{cm}^3 \text{ de crudo}}$	Agitación (r.p.m)	Temperatura (°C)	Emulsificado (%)
$\frac{20}{32}$	500	50	50
$\frac{20}{32}$	1000	50	65

Considerando que en condiciones normales se tienen geometrías de flujo que ocasionan una agitación permanente en mayor o menor porcentaje, la prueba ayuda a determinar que al incrementar la agitación al doble, se tendrá físicamente un incremento en la formación de emulsión de aproximadamente 30%.

II.14. Pruebas de temperatura

Las pruebas de temperatura ayudan a determinar la cantidad de agua retenida por el crudo a diferentes temperaturas.

De cinco pruebas realizadas, Pérez, Bartolo³³, se observó que manteniendo la misma concentración agua-aceite a la misma agitación, pero haciendo cambios en la temperatura, hay cambios significativos en la formación de emulsiones (Tabla 3), con lo que se debe tener cuidado en considerar que por solo el hecho de incrementar la temperatura a una corriente de crudo-agua se lograrán resultados óptimos, con lo que para lograr una mejor deshidratación, es conveniente hacer una propuesta que implique diferentes mecanismos de deshidratación.

Tabla 3 Formación de emulsión con respecto al porcentaje de agua y la temperatura.³³

$\frac{\text{cm}^3 \text{ de agua}}{\text{cm}^3 \text{ de crudo}}$	Agitación (r.p.m)	Temperatura (°C)	Emulsificado(%)
$\frac{20}{32}$	1000	50	65
$\frac{40}{20}$	1000	60	67
$\frac{40}{20}$	1000	50	No se observó
$\frac{40}{20}$	1000	60	No se observó
$\frac{40}{20}$	1000	75	70

En la Fig. 2 se observa una curva de calentamiento y otra de enfriamiento de una muestra de crudo, para el caso de que no exista pérdida, la curva debería ser la misma al calentar y al enfriar, la diferencia entre las dos rectas indica la pérdida de °API, Pérez Bartolo³³. Para crudos de 24.4 °API de Talco, Texas se observa una pérdida 2.2 por ciento en volumen al llevar de una temperatura de 43°C hasta 83°C y una pérdida de aproximadamente 0.8 °API y si se pierde 1°API para un crudo de 20°API se tendrá una pérdida en volumen de 3% en comparación del volumen original, Manning y Thompson²⁶.

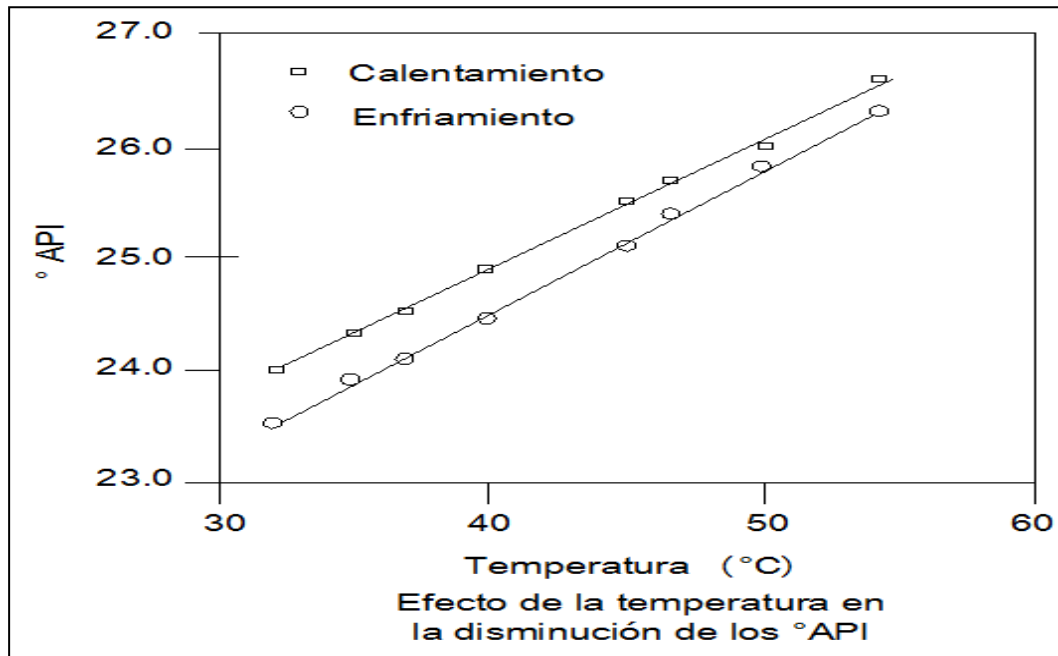


Fig. 2 Grados API durante el calentamiento o enfriamiento de la mezcla²²

II.15. Viscosidad

La viscosidad al igual que la densidad relativa, es una propiedad cuyo valor depende de la cantidad de agua presente en el crudo, así como de la temperatura. El efecto de la cantidad de agua emulsionada en la viscosidad del petróleo se muestra en la Fig. 3 a una temperatura de 35°C, Jiachao, F. et. al.¹⁵. En ésta se observa que la viscosidad del petróleo tiene un comportamiento lineal hasta un 55% en volumen de agua emulsionada. A partir de este valor se incrementa rápidamente.

La viscosidad de una emulsión en general depende de varios factores, Ronningsen³⁹:

1. Fracción en volumen de la fase dispersa.
2. Viscosidad de la fase continúa.
3. Velocidad de corte (si es No-Newtoniano)
4. Temperatura.
5. Viscosidad de la fase dispersa.
6. Naturaleza y concentración de los desemulsificantes.
7. Promedio del tamaño y distribución de partícula.
8. Presencia de sólidos en la fase dispersa.

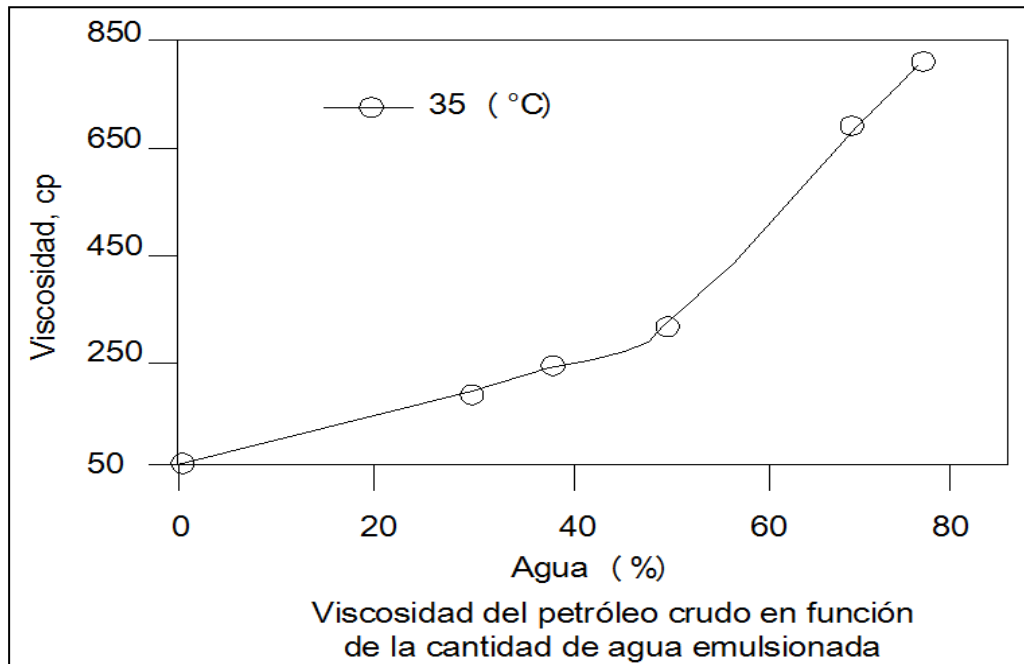


Fig. 3. Viscosidad contra % de agua¹⁵

II.16. Selección del desemulsificante por temperatura

Para seleccionar el desemulsificante se realizan tres pruebas básicas, las cuales se indican a continuación, Berkman S. Egloff G.⁵:

1. Prueba del desemulsificante más adecuado al tipo de emulsión.
2. Prueba para determinar la composición del desemulsificante.
3. Prueba del desemulsificante más adecuado en la deshidratación mecánica.

II.17. Rapidez de deshidratación

El volumen de agua eliminado (V_d) se puede expresar también en función del volumen total de agua inicial en el crudo (W). Esta relación define el porcentaje de deshidratación (P_d).

$$P_d = \frac{V_d}{W} \dots\dots\dots(12)$$

El valor de P_d indica el porcentaje de agua eliminado del petróleo crudo con un determinado desemulsificante y aplicando algún proceso de deshidratación.

La rapidez de deshidratación está dada por el volumen de agua (V_d) eliminado de la emulsión de crudo en un intervalo de tiempo (t), Hano T., et al.¹².

$$r = \frac{V_d}{t} \quad \dots\dots\dots(13)$$

Los resultados obtenidos de cada corrida experimental, correspondieron al volumen de agua eliminado del crudo en un tiempo específico. Por tanto el cociente de estos dos valores corresponde a un valor puntual de la rapidez. La representación de varios valores en un gráfico contra la variable de estudio (por ejemplo la temperatura) representa el comportamiento de la deshidratación respecto a dicha variable.

Se debe tener presente que el aumento de los °API con la temperatura aumenta la rapidez de deshidratación, debido a que reduce su viscosidad. Por esto un crudo ligero se deshidrata a mayor rapidez que un pesado.

II.18. Efecto de la concentración del desemulsificante

Se observa que el desemulsificante incrementa la rapidez de la deshidratación gradualmente, los altos porcentajes de desemulsificante no son convenientes pues presentan efectos desfavorables, esto es, los surfactantes solubles en agua actúan como emulsificantes cuando su concentración es demasiado alta, en otras palabras se invierten las fases, Sontang H. Streng K⁴⁵. Por otro lado, las concentraciones muy pequeñas producen un resultado similar.

En la Fig. 4 se muestra el comportamiento lineal del efecto del desemulsificante en la rapidez de deshidratación. A partir de la pendiente, Russel W. T., Deen M. M.⁴⁰, se encontró que la rapidez aumenta proporcionalmente con la concentración de desemulsificante elevado a un exponente de 0.4, este comportamiento depende del tipo de desemulsificante.

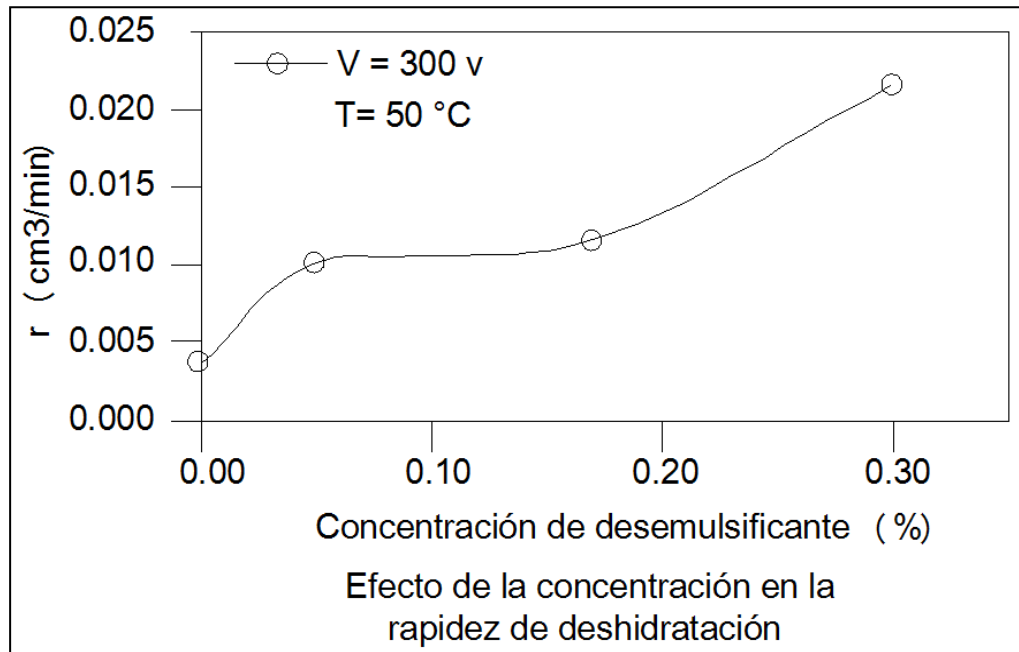


Fig. 4. Efecto de la concentración en la rapidez de deshidratación⁴⁰

II.19. Determinación del tamaño de la partícula de agua.

Frecuentemente los diseñadores deben tomar decisiones sin tener un adecuado conocimiento de la emulsión a ser tratada. Una muestra de crudo tomada de un pozo puede o no puede ser representativa del fluido, eventualmente la emulsión que deberá ser tratada puede afectarse de manera sustancial por la química del agua producida.

Crear una muestra de agua sintética para formar una emulsión para las pruebas puede ser una pérdida de tiempo porque los resultados de la emulsión no son representativos de la emulsión producida, Thro y Arnold⁴⁸.

La condición de la emulsión que fluye hacia el tratador y el tamaño de las partículas de agua que deben ser removidas del aceite por el tratador también depende de la coalescencia que ocurre en la tubería corriente debajo de los dispositivos que generan turbulencia (válvulas) y en las secciones de agua de lavado de los separadores de agua libre (FWKO), de los separadores trifásicos y de los tratadores mismos. La viscosidad de una emulsión incrementa cuando el tamaño de partícula disminuye, Ronningsen³⁹.

A la mezcla de aceite y agua se le agrega agua de lavado para promover la coalescencia de las partículas de agua que entran en la fase continua. Las partículas

de agua viajaran hacia la interface de agua aceite y tendrán un asentamiento hacia la fase acuosa.

Cuando un líquido fluye a través de una válvula de control se genera una emulsión más estable (hace más pequeñas las partículas de agua), el líquido fluye a través de tuberías e intercambiadores de calor en los cuales la coalescencia toma lugar y las partículas de agua comienzan a hacerse más grandes. La emulsión entonces entra al tratador por debajo de la interface agua-aceite, donde fue lavado con más agua, antes de que suba hacia la interfaz agua-aceite. Si la distribución de las partículas de agua en la fase continua de aceite y arriba de la interfaz agua-aceite se conocen, será posible determinar el diámetro menor de partícula que pueda lograr asentarse del aceite producido.

Se hicieron pruebas a través de dos válvulas reguladoras, una de globo y otra de mariposa, la válvula de globo fue de 2"x300# y la válvula de mariposa de 2"x150#, se usaron tres gastos 700,1400 y 2100 bpd., la relación de entrada y salida del tamaño de gota se muestra como función de la caída de presión de la válvula. Como resultado se observaron cambios significantes en el tamaño de partícula hasta cuando existía una caída de presión de 20 psig., Flanigan *et. al.*¹⁰

Debido a la incertidumbre para predecir un valor de d_m (d_m = diámetro de partícula), de los primeros análisis y de pruebas de laboratorio, se puede inferir un valor de d_m para los sistemas que ya están operando, así como sus curvas de diseño.

Se asume que las configuraciones de las tuberías pueden ser diferentes, por lo que se debe tratar de crear una distribución de tamaño de partícula que sea función sólo de la viscosidad del crudo. Este resultado, seguramente, será sólo una aproximación. La actual distribución de tamaño de partícula, dependerá de la configuración de tuberías, internos de los recipientes y del desémulsificante usado.

II.20. Tamaño de partícula en la tubería de producción.

Para el caso en el que se tenga un alto contenido de agua y que el agua es el medio continuo, mientras que el aceite está presente en forma de gotas, se considera calcular los tamaños de partícula para sistemas de producción convencional en las vecindades del pozo, en la tubería de producción y en el estrangulador. Esta condición es muy importante para poder considerar el diseño a futuro de los deshidratadores, ya que los cortes de agua en los flujos de producción actuales se pueden considerar bajos en comparación con otros lugares del mundo.

Relación que presenta para el máximo valor del diámetro de partícula dispersa en flujo turbulento en un medio continuo, Van Der Zande, Janssen y Van Den Broek⁴⁹:

$$D_{\max} = 0.725 \left(\frac{\sigma}{\rho_c} \right)^{\frac{3}{5}} \varepsilon^{\frac{-2}{5}} \quad \dots\dots\dots(14)$$

$$\varepsilon = \frac{v \nabla p}{\rho_c} \quad \dots\dots\dots(15)$$

donde:

σ = tensión interfacial.

∇p = *gradiente de presión por fricción.*

ρ_c = *densidad del medio continuo.*

ε = *ritmo de energía de disipación.*

v = *velocidad promedio del liquido.*

II.21. Tamaño de partícula en el estrangulador

Para el cálculo de este parámetro se considera el término d_{95} , que se define como el diámetro de partícula específico para el cual es válido que el 95% en volumen de las gotas de aceite tengan un diámetro menor de este d_{95} . La importancia de este parámetro es que es un valor aproximado para la distribución del máximo diámetro de partícula de aceite. Se distingue entre $d_{95,inj}$ que será para corriente arriba del estrangulador y $d_{95,down}$, para corriente abajo del estrangulador. Variando la distribución de partícula de la mezcla original agua aceite si $d_{95,inj}$ se disminuye gradualmente, la diferencia entre $d_{95,inj}$ y $d_{95,down}$ también disminuye, cuando son iguales se asume que en el estrangulador no hay cambio en el tamaño de partícula.

Se considera que el estrangulador es una restricción circular y que genera una caída de presión permanente de 145 psi, que el gasto es de 0.010 m³/seg por un diámetro de 6 pg. y que las propiedades del aceite y agua son las mismas:

$$d_{95_{estable}} = 0.340 * \left(\frac{4*\sigma + \mu_d u_{in}}{\rho_c} \right)^{\frac{3}{5}} * \varepsilon^{\frac{-2}{5}} \quad \dots\dots\dots(16)$$

$$\varepsilon = \frac{v*\Delta p}{\rho_c} \quad \dots\dots\dots(17)$$

Donde:

μ_d = viscosidad de la fase dispersa.

u_{in} = velocidad interna.

σ = tensión interfacial.

∇p = gradiente de presión por fricción.

ρ_c = densidad del medio continuo.

ε = ritmo de energía de disipación.

v = velocidad promedio del liquido.

En la región cerca del estrangulador las condiciones son diferentes: el tiempo de residencia en la zona de alta energía y el ritmo de disipación es muy pequeño, por lo que esperamos que el D_{max} sea muy pequeño.

II.22. Correlación de diámetro mínimo de partícula

El mínimo tamaño de partícula que puede asentarse fuera de la fase continua de aceite es una función de la velocidad terminal a la cual la partícula se asienta y a la geometría de flujo arriba de la interface agua aceite. La velocidad terminal depende del tamaño de la partícula y de las propiedades del fluido. La geometría de flujo es una función del gasto de flujo y de la dirección del flujo. La siguiente ecuación relaciona el tamaño de partícula, gastos y propiedades de los fluidos para dimensionar el tamaño del recipiente.

$$L_{\text{eff}} = 438 \left[\frac{Q_0 \mu_0}{(\Delta \text{ S.G.}) d_m^2} \right] \dots\dots\dots(18)$$

Usando datos para 1% de corte de agua con tres tratadores convencionales, un tamaño de partícula fue calculado de la ecuación 18, este tamaño de partícula fue graficado contra la viscosidad; si se cree y asume que la viscosidad es la dominante, una relación conservadora de diseño se puede obtener:

$$d_{m1\%} = 200 \mu^{0.25} \quad \mu_0 < 80 \text{ cp} \quad \dots\dots\dots(19)$$

Esta relación puede ser usada entre 1 hasta 80 cp.

II.23. Tratadores electrostáticos

Datos similares para tratadores electrostáticos es presentada en las siguientes ecuaciones:

$$d_{m1\%} = 170 \mu^{0.4} \quad 3 \text{ cp} < \mu_0 < 80 \text{ cp} \quad \dots\dots\dots(20)$$

Para viscosidades menores de 3 cp.

II.24. Efecto del corte de agua sobre el diámetro mínimo de partícula.

Se usaron los mismos datos para los tratadores convencionales y electrostáticos sobre un rango de cortes de agua que fueron usados para calcular un diámetro de partícula como función del corte de agua. Es razonable esperar que el corte de agua es una función del diámetro de la partícula al cubo, de la misma manera que el volumen de la esfera es proporcional al cubo del diámetro.

Por lo que para diseño se puede considerar

$$\frac{d_m}{d_{m1\%}} = W_c^{0.33} \quad \dots\dots\dots(21)$$

El tamaño de la partícula puede ser calculado de la ecuación 19 o de la ecuación 20 si el corte de agua es 1%. Si el corte de agua es diferente de 1%, la ecuación 21 deberá ser usada para ajustar el valor de d_m .

II.25. Requerimiento de energía de precalentamiento

La energía requerida para calentar el crudo húmedo entrando a un desalador puede ser calculado usando la siguiente fórmula, Zeidani y Bahadori⁵⁵:

$$Q = \frac{350}{24} [(0.5 * \gamma_o * q_o) + (\gamma_w q_w)] * \Delta T \quad \dots\dots\dots(22)$$

Ahora se puede comparar el gasto de gas combustible asumiendo dos tipos de desaladores. Con el siguiente ejemplo donde se tienen las siguientes condiciones de operación y propiedades del crudo:

$q_o=55000$ bl/día densidad relativa del aceite= 0.8547, densidad relativa del agua=1.15, temperatura de entrada= 80°F, temperatura de entrada AC convencional= 117°F, entrada a doble polaridad= 106°F.

Asumiendo que el agua libre ha sido separada y solo se tiene emulsión y que la cantidad remanente de agua es menos de 10% en el aceite, se calculan entonces los requerimientos de 16.1 y 11.3 MMBTU/hr para el AC convencional y doble polaridad respectivamente.

El poder calorífico del gas combustible está en un rango de 34 a 40 MJ/m³ equivalentes a 32245.6 y 37936 Btu/m³ respectivamente. Por lo que los requerimientos para 16.1 y 11.3 MMBTU/hr de gas combustible serán en promedio: 0.391438 MMPCD y 0.274736 MMPCD respectivamente.

II.26. Viscosidad de la emulsión

En la Fig. 5 se observa que para una emulsión suave, el diámetro de partícula oscila entre los 10 micrones hasta 90 micrones, para una emulsión fuerte el diámetro de partícula estará por debajo de 10 micrones, lo que hace que estas emulsiones sean más difíciles de tratar.

Las Figs. 6 y 7 muestran que la viscosidad de la emulsión puede ser sustancialmente mayor que la viscosidad del aceite o del agua a una determinada temperatura. De manera general podemos decir que la viscosidad de la emulsión disminuye con la temperatura.

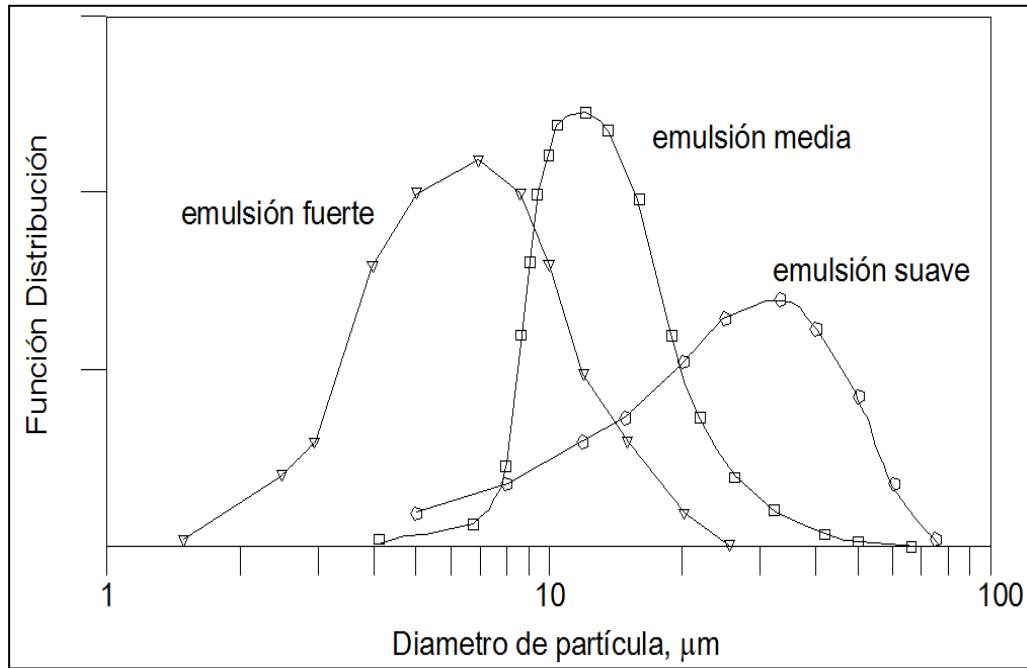


Fig. 5. Diámetro de partícula en función del tipo de emulsión¹⁸

El calentamiento de la emulsión mayor a 60°C causa una parcial desestabilización de la emulsión resultando en una ligera desviación de las predicciones de Arrhenius. (Ecuación de Arrhenius dependencia de la constante de velocidad ó cinética de una reacción, con la temperatura a la que se lleva a cabo una reacción).

$$K(T) = A \cdot e^{\frac{-Ea}{RT}} \quad \dots\dots\dots(23)$$

donde:

$K(T)$ = Constante cinetica dependiente de la temperatura.

A = Factor exponencial.

Ea = energía de activación.

R = Constante Universal de los gases.

T = Temperatura absoluta [°K].

Para ser usada como modelo de regresión lineal entre las variables K y T^{-1} , se puede reescribir como:

$$\ln(K) = \ln(A) - \frac{Ea}{R} \left(\frac{1}{T}\right) \quad \dots\dots\dots(24)$$

De la teoría de Eyring's Cage¹¹ desarrollada para predecir el efecto de la temperatura de la viscosidad del líquido, se mostró que la siguiente ecuación semi empírica existe:

$$\eta = A e^{\left(\frac{B}{T}\right)} \quad \dots\dots\dots(25)$$

Donde A y B se determinan empíricamente para hacer la ecuación de acuerdo a los datos experimentales, sin embargo Kincaid et al.¹⁶, mostró que los valores experimentales ajustados para B son una mejor representación de la energía interna de vaporización al punto de ebullición normal, esta relación empírica se maneja bien en rangos de temperatura donde no existen cambios de fase en el fluido. Para emulsiones esta correlación es válida en rangos de temperatura donde la emulsión es estable y falla cuando se maneja temperaturas altas donde el calentamiento comienza romper la emulsión y la hace inestable. La viscosidad de la emulsión disminuye cuando se incrementa la temperatura, esto se debe a que se disminuye principalmente la viscosidad de la fase aceite, Ronningsen³⁹.

Jaber y Probert, estudiaron dos muestras de arcilla con aceite usando un analizador termo-gravimétrico y los parámetros de estudio fueron la temperatura final y la influencia del tamaño de partícula, así como el ritmo de calentamiento empleado durante el proceso de degradación termal. El método integral fue usado en el análisis de pérdida de masa para determinar la pirolisis y gasificación debido a la cinética. La activación de la energía cinética disminuyo suavemente cuando el tamaño de la partícula de la arcilla disminuía.

Hano et al.¹², Realizó experimentos para determinar la combustión y pirolisis usando un analizador termo-gravimétrico sobre una arcilla con crudo, obteniendo que incrementando el ritmo de calentamiento se puede llegar a una temperatura de ignición y un máximo ritmo de combustión incrementando la pérdida de masa.

Del análisis de Mengén y Himmetoglu a arcillas aceitosas se observó que a los valores de la energía de activación en bajas temperaturas de oxidación son generalmente mayores que los valores de energía de activación en regiones de altas temperaturas de oxidación, esto se debe posiblemente al hecho de que los componentes orgánicos se descomponen a bajas temperaturas, lo que hace fácilmente indetectable como bajos gastos de calentamiento.

La relación de viscosidad de una emulsión con la viscosidad de un crudo “virgen” a la misma temperatura puede ser aproximada por la ecuación 26:

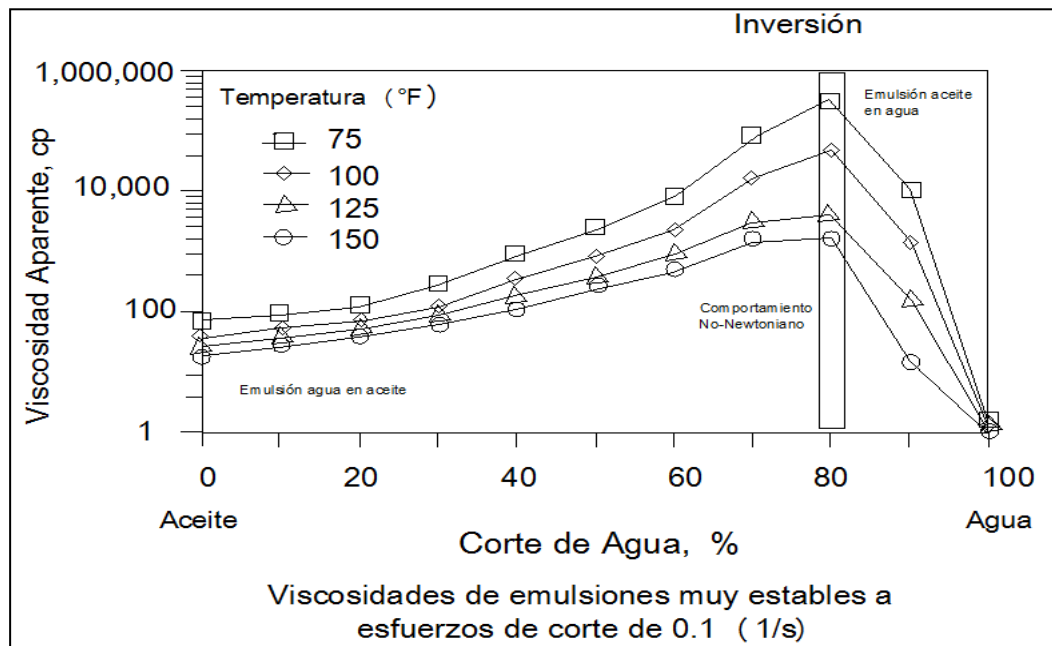


Fig. 6. Viscosidad en función del porcentaje de agua¹⁸

$$\frac{\mu_e}{\mu_o} = e^{5\Phi}(1 - 3\Phi + a * \Phi^2) \dots\dots\dots(26)$$

donde:

- μ_e = es la viscosidad de la emulsión.
- μ_o = viscosidad del aceite limpio a la misma temperatura.
- Φ = porcentaje del corte de agua.
- a = factor del tipo de emulsión.

El valor de “a” varía dependiendo del tipo de emulsión: 7.3 para emulsiones muy fuertes, 5.5 emulsiones fuertes, 4.5 emulsiones medias, 3.8 para emulsiones ligeras y 3.0 para emulsiones muy débiles.

La fig. 8 muestra viscosidades calculadas con la ecuación 26, la viscosidad de la emulsión depende de varios factores y la ecuación 26 proporciona solo una estimación. Para datos más precisos datos de laboratorio deben ser usados.

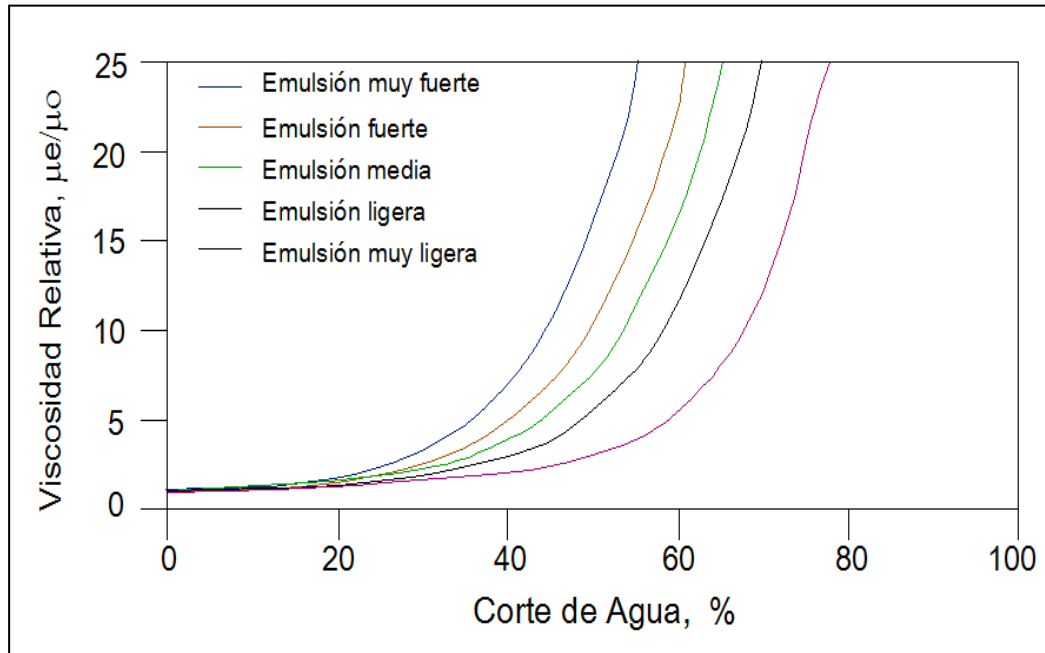


Fig. 7. Viscosidad relativa en función del porcentaje de agua¹⁸

Woelflin⁵³, presento datos de medición de viscosidad de tres tipos de emulsiones en forma de un multiplicador de viscosidad del aceite sin agua:

$$\eta_E(\phi, T, P) = M(\phi)X\eta_o(T, P) \quad \dots\dots\dots(27)$$

donde:

η_E = viscosidad de la emulsión.

η_o = viscosidad del aceite sin agua.

M = es el multiplicador de viscosidad.

ϕ = fracción de agua en la emulsión.

La tabla 4 presenta los resultados obtenidos por Woelflin⁵³, donde se observa que el tamaño de partícula (se relaciona al tipo de emulsión) sobre la viscosidad de una emulsión es mayor cuando el porcentaje de agua es grande.

Tabla 4 Valores de las constantes de Woelflin para diferentes tipos de emulsión.⁵³

Fracción de agua	Suave	Média	Fuerte
0.05	1.16	1.19	1.20
0.10	1.34	1.34	1.35
0.20	1.82	1.88	1.91
0.40	4.06	4.25	5.07
0.60	11.60	15.00	24.00
0.70	-----	46.50	-----

Barnea y Mizhari⁴, presentaron una revisión de los aspectos teóricos de la viscosidad de las emulsiones, basándose en el análisis teórico de Einstein para la viscosidad efectiva de las suspensiones diluidas y cubre la teoría de Vand's derivado de la función exponencial para un multiplicador de la viscosidad como se muestra en la siguiente expresión:

$$M(\phi) = \exp \left[\frac{2.5\phi}{1-0.609\phi} \right] \quad \dots\dots\dots(28)$$

Barnea y Mizhari⁴, demostraron que los datos de la medición de la viscosidad de la emulsión pueden ser representados con la variación de dos constantes en la eq. 28 reemplazadas por K_1 y K_2 , reescribiendo la ecuación 28, tenemos:

$$M(\phi) = \exp \left[\frac{K_1\phi}{1-K_2\phi} \right] \quad \dots\dots\dots(29)$$

Se encontró que los datos experimentales de Woelflin(1975), mostrados en la tabla 4 y usando la ec. 29 se obtiene una mejor corrección de los valores de K_1 y K_2 para cada tipo de emulsión. Tabla 5.

Tabla 5 Ajuste de los Datos de Woelflin´s usando la ecuación 28.⁵³

Coeficientes	Ligera	Mediana	Fuerte
K_1	2.706	2.441	2.763
K_2	0.562	0.787	0.797

La viscosidad de una emulsión agua aceite con similares densidades de fases y con una tensión interfacial es usualmente una función de la temperatura, de la fracción en volumen de la fase dispersa, de la viscosidad de la fase continua, de la viscosidad de la fase dispersa, velocidad de corte, radio de la partícula y de la presión.

En un crudo a presión constante, la principal variable involucrada en la viscosidad de la emulsión es la temperatura y la concentración de la fase dispersa.

Muchos de los modelos existentes estiman la viscosidad relativa de la emulsión, definida como la relación entre las viscosidades de la emulsión entre la viscosidad de la emulsión de la fase continua:

$$\mu_r = \frac{\mu}{\mu_c} \quad \dots\dots\dots(30)$$

Einstein^{7,8}, desarrolló un modelo termodinámico para coloides y propuso que la viscosidad relativa de la emulsión se incrementa linealmente con la fracción volumen de la fase dispersa:

$$\mu_r = 1 + 2.5 V \quad \dots\dots\dots(31)$$

Taylor⁴⁶, consideró la influencia de las viscosidades de las fases continua y dispersa y propuso una expresión para emulsiones con pequeñas concentraciones de partículas esféricas dispersas:

$$\mu_r = 1 + \left[2.5 \left(\frac{(k+0.4)}{(k+1)} \right) \right] V \quad \dots\dots\dots(32)$$

Donde k se define como la relación de viscosidades de la fase dispersa con la fase continua:

$$k = \frac{\mu_D}{\mu_c} \quad \dots\dots\dots(33)$$

Para dispersiones de partículas sólidas esféricas, la relación de la viscosidad de la fase dispersa con la fase continua k, tiende al infinito.

Para altas concentraciones de fases dispersas, las gotas pueden interactuar y deformar la forma esférica original. Choi y Schowater⁶ y Yaron y Gal-Or⁵⁴, han propuesto unos factores de corrección como función de la fracción en volumen de la fase dispersa para tomar en consideración la deformación de las partículas:

$$\mu_r = \frac{\mu}{\mu_c} = 1 + f(V^{1/3})V \quad \dots\dots\dots(34)$$

Donde V es fracción volumen de la fase dispersa.

Phan-Thien y Phamhan³⁴ desarrollaron otro modelo para emulsiones concentradas usando el procedimiento del promedio efectivo medio, validado para bajos números de capilaridad:

$$\mu_r^{2/5} \left(\frac{2\mu_r + 5k}{2 + 5k} \right)^{3/5} = \left(\frac{1}{1-V} \right) \quad \dots\dots\dots(35)$$

En este modelo, la viscosidad relativa se incrementa linealmente con bajas concentraciones y crece asintóticamente cuando V tiende a la unidad.

Krieger y Dougherty¹⁹, propusieron un modelo empírico, validado para altas concentraciones de la fase dispersa, considerando el máximo empacamiento de la concentración Vm dependiendo del tamaño de las gotas:

$$\mu_r = \left[1 - \left(\frac{V}{V_m} \right) \right]^{-[\mu]V_m} \quad \dots\dots\dots(36)$$

Donde Vm es la máxima concentración de la fase dispersa y [μ] es la viscosidad intrínseca:

$$[\mu] = \frac{\mu_D}{\mu_c} - 1 \quad \dots\dots\dots(37)$$

Este no es un simple método para medición experimental de Vm para emulsiones. Para calcular Vm, los valores de V vs. (μr - 1)⁻¹ pueden ser extrapolados para un punto donde la ordenada sea cero. Como la viscosidad relativa de las suspensiones tiende a infinito cuando V tiende a Vm, y en esta extrapolación se obtiene valores razonables de Vm. en el límite de bajos valores de la fracción volumen, la ecuación de Krieger y Dougherty(1959) se reduce a una serie de Taylor:

$$\mu_r = \lim_{V \rightarrow 0} \left[1 - \frac{V}{V_m} \right]^{-[\mu]V_m} = \left[\left(1 - \frac{V}{V_m} \right) (-[\mu]V_m) \right] = 1 + [\mu]V \quad \dots\dots\dots(38)$$

Basándose en estudios experimentales y análisis dimensional, Pal (1998) propuso un modelo empírico de viscosidad para emulsiones mono dispersas, con un análisis

similar de densidades de la fase y con valores bajos de tensión interfacial. Considera flujo en estado estacionario y el movimiento Browniano de las gotas se desprecia:

$$V_m^{1/2} \left(1 - \mu_r^{-\frac{1}{(\mu)V_m}} \right) = c_0 + c_1 \log(N_{Re,p}) + c_2 \log(N_{Re,p})^2 \quad \dots\dots\dots(39)$$

Donde c_0, c_1 y c_2 son constantes y $N_{Re,p}$ es el número de Reynolds de la partícula dada por:

$$N_{Re,p} = \left(\frac{\rho_c \dot{\gamma} r^2}{\mu_c} \right) \quad \dots\dots\dots(40)$$

Donde ρ_c y μ_c es la densidad y viscosidad de la fase continua r es el radio de la partícula y $\dot{\gamma}$ es la velocidad de corte.

Todos estos modelos describen la variación de la viscosidad como una función de la fracción en volumen de la fase dispersa y de la fase continua. El significado de la temperatura sobre la viscosidad no se considera en estos modelos.

II.27. Variación de la viscosidad de la emulsión con la temperatura.

Ronningsen³⁹, propuso una correlación para emulsiones agua aceite como función del volumen de la fase dispersa y la temperatura:

$$\ln(\mu_r) = a_1 + a_2 T + a_3 V + a_4 TV \quad \dots\dots\dots(41)$$

$$a_1 = 0.18409$$

$$a_2 = 0.02535$$

$$a_3 = 856.1$$

$$a_4 = 14.31 \quad T \text{ en } ^\circ\text{K}$$

Donde a_1, a_2, a_3, a_4 son los coeficientes de la correlación. Esta correlación se basa en la relación exponencial entre la viscosidad y la fracción en volumen de la fase dispersa sugerida originalmente por Richardson³⁸ y fue obtenida a través de un análisis de datos experimentales de la viscosidad a diferentes temperaturas y velocidades de corte. La ecuación original fue escrita en función del peso molecular promedio.

Para crudos y sus fracciones ASTM², recomendó una forma modificada del modelo de Walther⁵¹, para la variación de la viscosidad cinemática con la temperatura:

$$\ln(\ln(z)) = A - B \ln(T) \quad \dots\dots\dots(42)$$

$$z = v + 0.7 + f(v) \quad \dots\dots\dots(43)$$

Donde:

A y B = parametros caracteristicos de cada producto.

T = Temperatura absoluta en °K.

$$f(v) = e^{(-1.47-1.84v-0.51v^2)}$$

v = viscosidad cinematica.

Si la viscosidad cinemática es mayor que $2 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$, entonces $f(v)$ es igual a cero. Estas ecuaciones se conocen en la industria petrolera como el método ASTM D341(2001).

II.28. Variación de la viscosidad de la fracción en volumen de la fase dispersa y la temperatura.

Farah et al.⁹ propusieron dos métodos para encontrar la variación de la viscosidad de la fracción volumétrica de la fase dispersa con la temperatura en función de datos experimentales basándose en 6 muestras de crudo Tabla 8 donde se observan los valores de las constantes. $K_1, K_2, K_3, K_4, K'_1, K'_2, K'_3, K'_4$:

$$A = k_1 + k_2V \quad \dots\dots\dots(44)$$

$$B = k_3 + k_4V \quad \dots\dots\dots(45)$$

$$A' = k'_1 + k'_2V \quad \dots\dots\dots(46)$$

$$B' = k'_3 + k'_4V \quad \dots\dots\dots(47)$$

Las correlaciones resultantes fueron:

$$\ln(\ln(v + 0.7)) = k_1 + k_2V + k_3 \ln(T) + k_4V \ln(T) \text{ para } T > WAT \quad \dots\dots\dots(48)$$

$$\ln(\ln(v + 0.7)) = k'_1 + k'_2 V + k'_3 \ln(T) + k'_4 V \ln(T) \text{ para } T < WAT \quad \dots\dots\dots(49)$$

Estas ecuaciones pueden ser usadas para correlacionar la viscosidad de las emulsiones de crudo a diferentes fracciones volumétricas de la fase dispersa y a temperaturas mayores y menores de la temperatura de aparición de parafinas (WAT).

Tabla 6 Características de las muestras de crudo utilizados por Farah et. Al.⁹

Crudo	API	Asfaltenos (% m/m)	Wax (% m/m)	Viscosidad absoluta 103(Pa s) a 30 C	*WAT(1) (C)	*WAT(2)(C)
1	22.3	1.7	3.4	60.4	19.0	19.0
2	18.9	1.9	<1.7	284	22.0	22
3	24.6	<0.5	3.9	56.3	21.7	21.7
4	28.2	0.6	4.3	24.4	17.7	17.7
5	15.7	5.9	1.7	1559	18.7	18.9
6	40.9	0.5	4.7	5.48	-	14.7

*WAT(1)= Temperatura experimental de aparición de parafinas

*WAT(1)= Se obtiene de un punto de inflexión de la curva de viscosidad vs. Temperatura.

Tabla 7 Valores de las constantes de las ecuaciones de Farah y Ronningsen³⁹

Numero de muestra	Parámetros en ecuaciones	Método				
		T>WAT	T<WAT	Ronningsen todo el rango de temperatura	Ronningsen T<WAT	Ronningsen T>WAT
Crudo 1	K ₁	40.2	24.1	0.29	0.53	-0.06
	K ₂	-34.71	-18.1	4.21	3.75	3.8
	K ₃	-6.8	-3.96	-0.01	-0.03	-0.0001
	K ₄	6.26	3.31	0.01	0.06	0.02
Crudo 2	K ₁	21.2	22.8	0.19	0.11	0.21
	K ₂	-8.08	-9.88	4.95	6.02	4.21
	K ₃	-3.31	-3.67	-0.002	0.004	-0.003
	K ₄	-1.33	1.83	-0.002	-0.1	-0.005
Crudo 3	K ₁	24	24	-0.53	-0.54	-0.51
	K ₂	-9.53	-16.87	6.99	7.4	6.63
	K ₃	-3.97	-3.97	0.002	0.002	0.001
	K ₄	1.87	3.16	-0.02	-0.05	-0.01
Crudo 4	K ₁	30.4	25.73	-0.001	0.11	-0.07
	K ₂	-9.4	-0.78	3.65	3.89	3.36
	K ₃	-5.12	-4.3	-0.003	-0.008	-0.001

	K ₄	1.79	0.49	0.006	-0.02	0.013
Crudo 5	K ₁	2.62	3.28	0.77	-0.37	1.19
	K ₂	0.27	-0.14	6.95	13.85	4.51
	K ₃	0.03	0.17	0.00	0.08	-0.01
	K ₄	-0.17	-0.38	-0.04	-0.48	0.02
Crudo 6	K ₁	52.11	108.03	1.51	1.26	2.01
	K ₂	-47.60	-157.09	-0.65	3.23	-4.40
	K ₃	-8.94	-18.82	-0.1	-0.08	-0.12
	K ₄	8.50	27.85	0.93	0.47	1.10

En sistemas reales de producción de agua y crudo, pueden estar presentes partículas sólidas (arcilla, productos de corrosión, etc,) los efectos de algunos sólidos son complejos e influyen en la estabilidad de la emulsión. Una clase especial de partículas sólidas son los cristales de parafinas (WAX) y que aparecen cuando la temperatura es menor que la temperatura de formación de parafinas. Estas parafinas también causan un incremento en la viscosidad provocando un comportamiento No Newtoniano de fase aceite afectando directamente la viscosidad de la emulsión.

Los crudos parafínicos son más viscosos, las emulsiones de estos aceites están gobernados por el contenido de parafinas que por el contenido de agua, la viscosidad se incrementa como resultado de la dispersión del agua, es decir la viscosidad relativa y es más pequeña que para los aceites parafínicos particularmente a altos cortes de agua, Ronningsen³⁹.

II.29. Opciones de deshidratación

Una alternativa para el retiro del agua de la corriente de crudo es la de re disolver el gas retirado en la primera etapa de separación hasta antes de la deshidratación electrostática a alta presión, Quijada y Santamaria³⁵:

En dicha propuesta se plantea realizar una primera etapa de separación, incrementar la presión del crudo y en un punto, corriente abajo de la descarga de la bomba de crudo, inyectar un volumen de gas para recompensar los componentes ligeros perdidos por el calentamiento, esta propuesta es impráctica, debido a la cantidad de energía necesaria para comprimir un determinado volumen de gas desde una baja presión hasta la presión de miscibilidad del gas en el crudo.

Desde el punto de vista de experiencia de campo, no es necesaria un incremento de infraestructura tan grande que eleve el costo del proyecto o de la propuesta, ya que el contenido de gas disuelto puede ser manejado solo con las presiones de separación, tratando de mantener los componentes ligeros disueltos y tener variaciones mínimas de presión entra la primera etapa de separación y el sistema de deshidratación, más cuando se considere un incremento de temperatura.

Para la implementación de un sistema de deshidratación costa fuera, es necesario plantear la calidad que se requiere obtener en la corriente y el volumen a tratar, esto es fundamental para determinar los métodos de deshidratación a utilizar, ya que como se mencionó al inicio de este trabajo, se deben considerar un conjunto de métodos para deshidratar, complicándose si el objetivo de la organización es mejorar la calidad hasta condiciones de exportación, esto por las condiciones de peso y espacio disponibles costa fuera.

Se considera que a mayor volumen a tratar los equipos a deshidratar aumentaran su peso y proporción.

Para una calidad de exportación del crudo tratado, los requerimientos de temperatura se vuelven el principal factor para el crecimiento de los equipos en tamaño y peso.

Es importante mencionar que para cualquier sistema a implantar, el método químico se vuelve una constante, ya que es el que ayudara a desestabilizar las tensiones superficiales entre el agua y el crudo.

Simulación

La problemática a resolver del separador trifásico fue:

1. Desestabilización de la corriente por alto contenido de gas.
2. Inyección de desemulsificante en diferentes concentraciones.
3. Falta de caracterización adecuada del crudo a tratar.

III.1. Descripción operacional del sistema

El Centro de Proceso Akal-G cuenta con cuatro plataformas unidas cada una entre sí por puentes, dos de perforación, una batería de producción, una plataforma de compresión y tiene la capacidad para separar hasta 200 Mbdp en primera etapa así como 110 Mbdp de líquido en el separador trifásico. La batería de separación maneja el aceite de las plataformas Akal-GR, Akal-G y de la plataforma satélite Akal-P. Fig. 8.

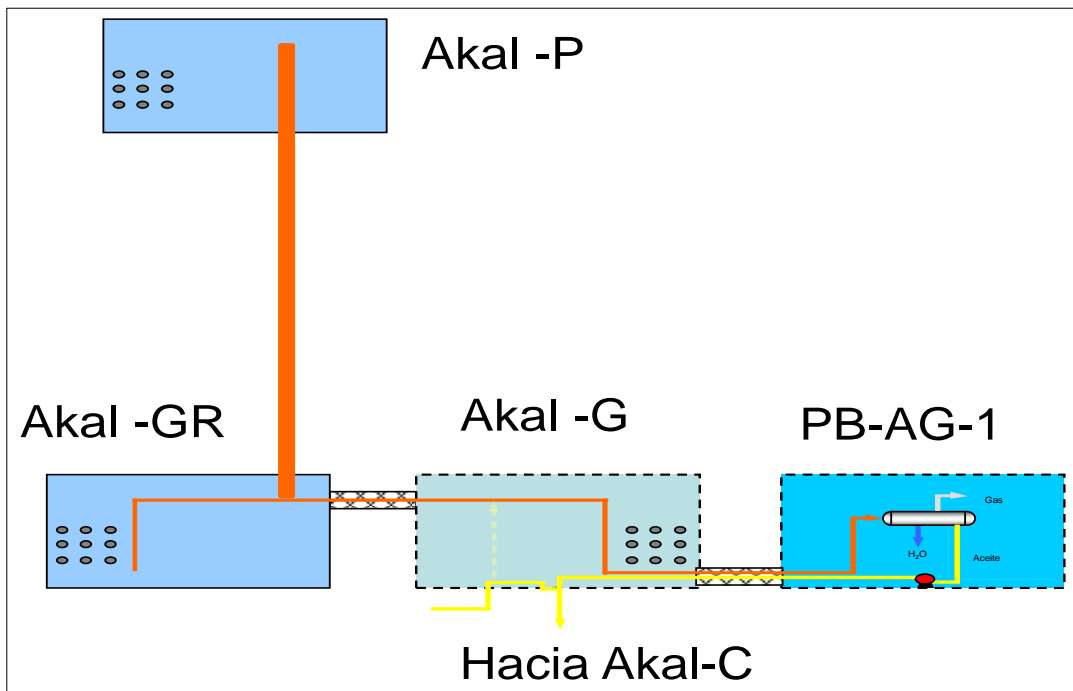


Fig. 8. Centro de Proceso Akal-G

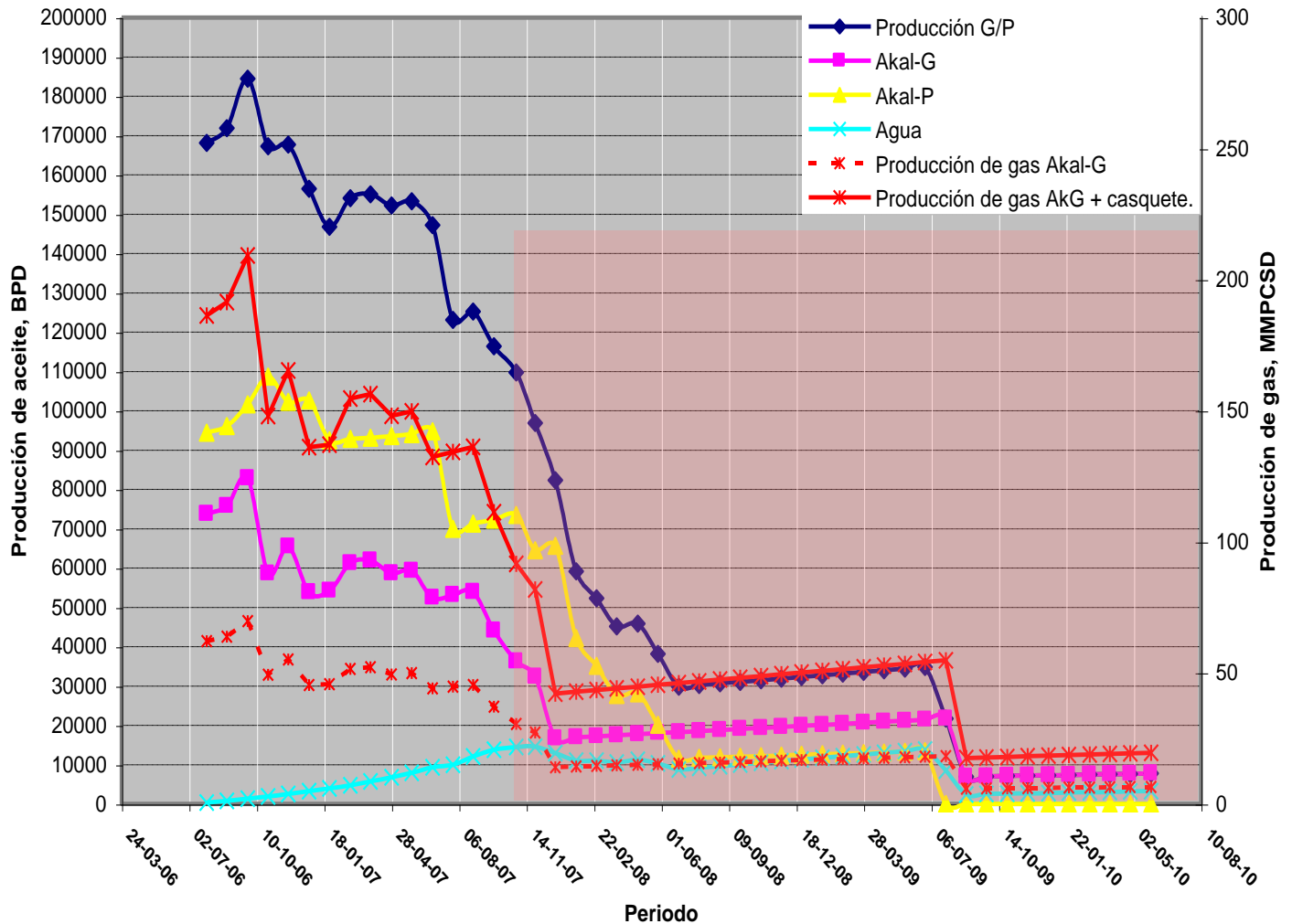


Fig. 9. Pronóstico de Producción

En la fig.9 se tiene el pronóstico de producción con el que fue diseñado el separador trifásico, se observa que a finales del año 2007 se tendría una caída drástica de la producción desde 130 a 40 Mbpd y en toda la historia de producción, al menos hasta 2010, no se pronosticó un volumen mayor a los 40 Mbpd, Por la capacidad para lo cual se modificó el separador, se tiene una sobre dimensión en su construcción, con un impacto directo en los costos de adquisición. Por lo que es contradictorio que en el reporte “Optimización Del Sistema de Separación Trifásica (Deshidratación Mecánica) del Centro de Proceso Akal-G, en el Activo Integral Cantarell” de mayo 2009, se recomiende retirar 4 tubos vortex.

III.2. Modelo

El separador analizado se basó en la teoría de la fuerza centrífuga, con lo que los tubos vortex necesitan un volumen de gas para poder realizar la separación en función de la fuerza G generada dentro de los tubos, la cual varía de 50 hasta 200.

La tabla 8 muestra los datos de diseño del separador.

Tabla 8 Condiciones de operación del separador Akal G.

	Bases de diseño	
	MIN	MAX
Presión (kg/cm ²)	2.5	3.5
Temperatura (°C)	69	
Aceite		
Flujo (bpd)	55,000	110,000
Densidad Relativa @ 69°C	0.9034	0.9034
Viscosidad @ 69°C	32.62	32.62
Agua		
Flujo (bpd)	8,220	16,400
Densidad Relativa	1.03	1.03
Gas		
Flujo (MMPCD)	48	96
Peso molecular(gr/mol)	24.189	24.189
Fuerza centrífuga (G)	55.19	220.77
Velocidad de entrada (pie/seg)	41.77	83.5
Tiempo de residencia @ 93" interfase gas aceite (min)	16.56	8.29
Velocidad horizontal del liquido	3.02	6.03

Las Fig.s 10 y 11 muestran la geometría del tanque; los internos se componen de un conjunto de vortex de 12 tubos de 24" de diámetro, unidos por un difusor horizontal de 30" de diámetro; cada tubo tiene una apertura de 3.250" en la parte más baja, que es por donde saldrá el líquido ya estabilizado, el conjunto de tubos se unen al separador por medio de una boquilla de transición de 36"x30" como parte del sistema de separación el tanque tiene instaladas dos mamparas perforadas una a 45°y otra totalmente vertical, para estabilizar el flujo disminuyendo la turbulencia dentro del tanque; la mampara sólida es la que permitirá separar el crudo limpio del crudo con agua, el extractor de niebla permite eliminar las gotas del líquido que puedan arrastrarse por la corriente de gas.

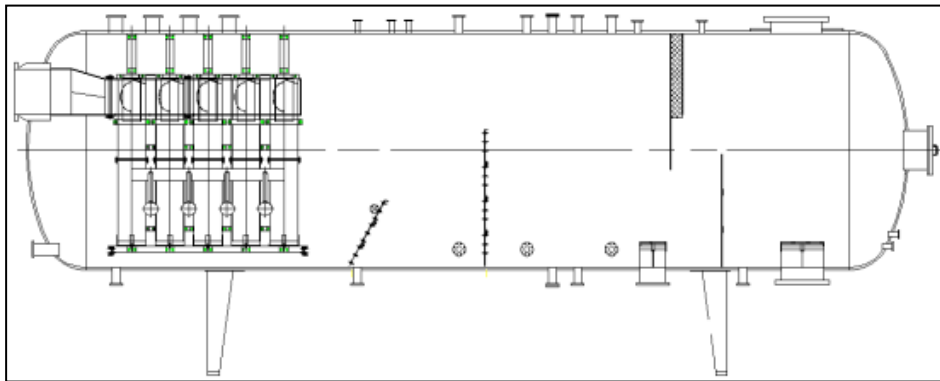


Fig. 10. Diagrama del separador trifásico

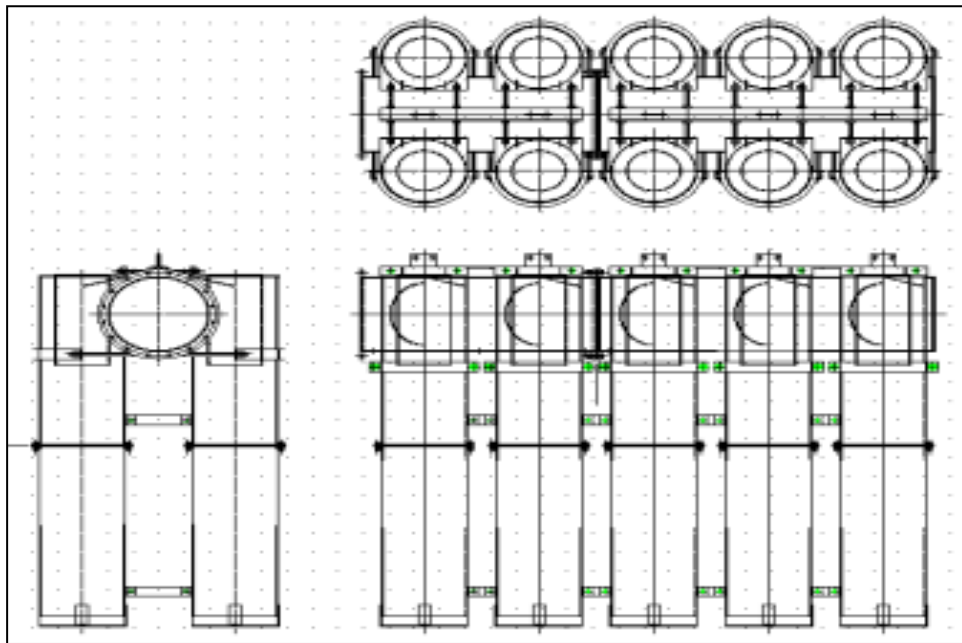


Fig. 11. Internos vortex del separador trifásico.

Para solventar la problemática de la desestabilización de la corriente y evitar la turbulencia en las tuberías de flujo por la presencia de altos volúmenes de gas, que como ya se dijo pueden volver más estable la emulsión, se efectuó la simulación de un segmento de tubería de 6" de diámetro y flujo a una velocidad de 2.4 m/seg., pudiendo

observarse en los resultados de color rojo, Fig. 12, los altos valores de turbulencia, principalmente en cada cambio de dirección de flujo.

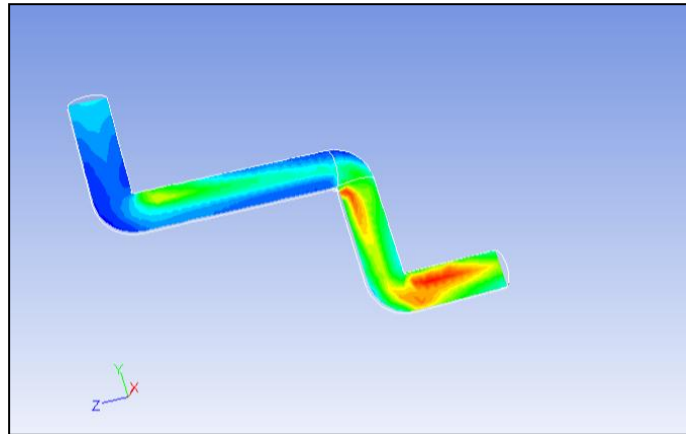


Fig. 12 Segmento de tubería indicando perfiles de turbulencia

Se realizaron las interconexiones necesarias para retirar el mayor volumen de gas de la corriente en un separador de primera etapa, Fig.13, así la deshidratación se efectúa en el separador de segunda etapa. Fig. 14.

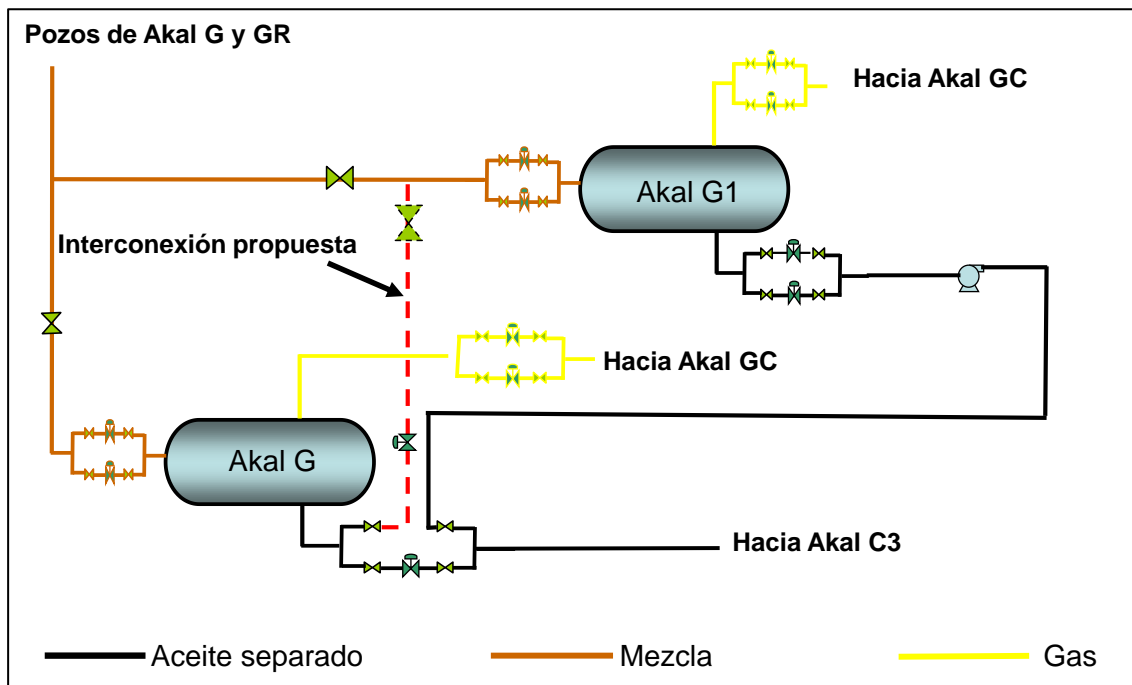


Fig. 13 Diagrama de flujo de la primera y la segunda etapa de Akal-G

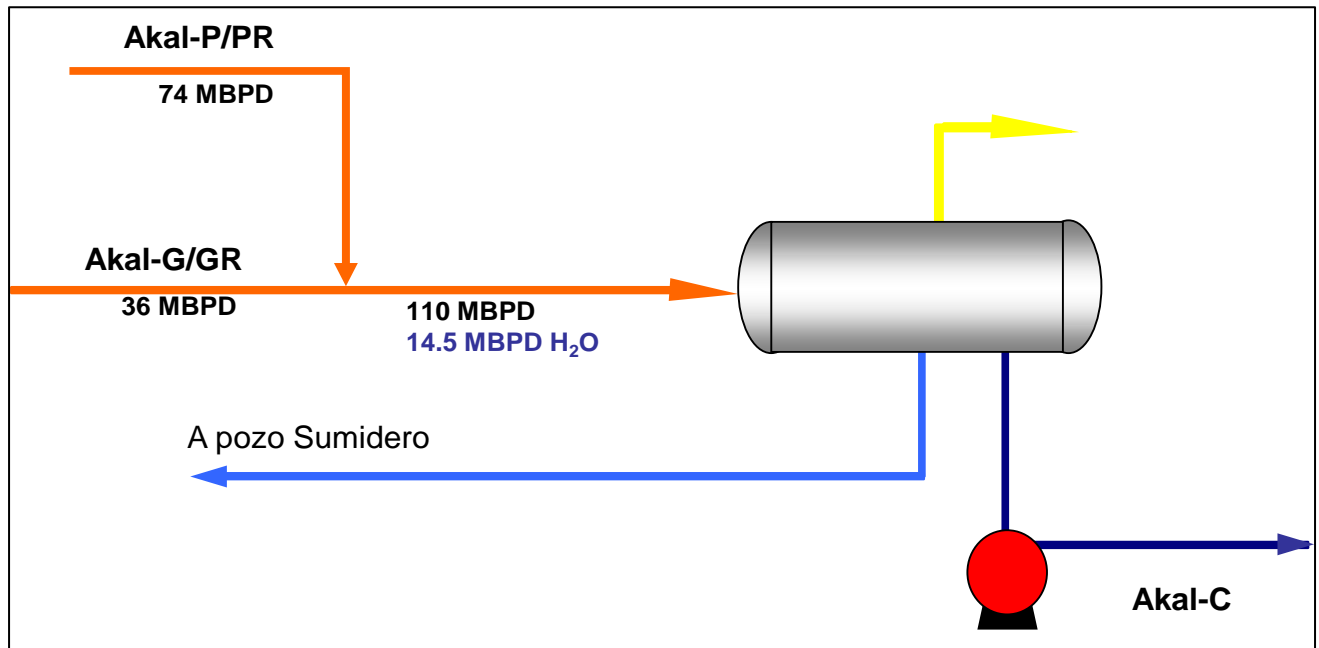


Fig. 14 Diagrama de flujo de la primera y la segunda etapa de Akal-G

III.3. Información para la simulación.

Para los valores de tensión interfacial y de diámetro de gota del agua, se consideran los reportados en el boletín número 2G963A (NATCO, septiembre 2007)⁴¹:

Tabla 9 tensión interfacial y diámetro de gota⁴¹

Corriente	° API	Agua y Sedimento (%)	Tensión Interfacial (dinas/centímetro)
Akal-GP	20.5	24	37.5
Akal-BN	18.8	12	27

Para los valores de viscosidad, densidad relativa y contaminante, se utilizarán los realizados en el laboratorio de control de calidad de aceite del Activo Integral Cantarell (PEMEX, octubre 2009)³⁶. Ver Tabla 10.

Tabla 10 Datos de análisis PVT crudo Akal G³⁶.

<i>PRUEBA</i>	<i>MÉTODO</i>	<i>RESULTADO</i>
° API	ASTM D 287	17.7
DENSIDAD RELATIVA 20/4°C	ASTM D 1298	0.9455
DENISDAD RELATIVA 60/60°F	ASTM D 1298	0.9384
VISCOSIDAD SSU A 37.8°C (100°F)	ASTM D 88	827
VISCOSIDAD SSU A 50°C (122°F)	ASTM D 88	317
VISCOSIDAD CINEMÁTICA A 100°F (cSt)	ASTM D 445	180.93
VISCOSIDAD DINÁMICA A 100°F (cP)	ASTM D 445	171.03
AGUA Y SED. POR CENTRIFUGACIÓN (% VOL.)	ASTM D 4007	28 - 0
AGUA POR DESTILACIÓN (% VOL.)	ASTM D 4006	-----
SALINIDAD (lb/MB)	ASTM D 3230	6184
pH (AGUA)	NOM AA 8	7.5
AZUFRE (% PESO)	ASTM D 4294	3.1244
TEMPERATURA DE CONGELACIÓN (°C)	ASTM D 97	-----

III.4. Tipo de Emulsión

El tipo de emulsión es fuerte con un diámetro de partícula de 20 micrones y se obtiene del reportado en el boletín número 2G963A (NATCO, septiembre 2007)⁴¹.

III.5. Corridas de simulación

En la Fig. 15 se observa la geometría completa y el número de celdas con las que se conformó el modelo.

Por la escasa infraestructura informática disponible y por los recursos requeridos, se hicieron las corridas sólo con la mitad de la geometría. Fig. 16.

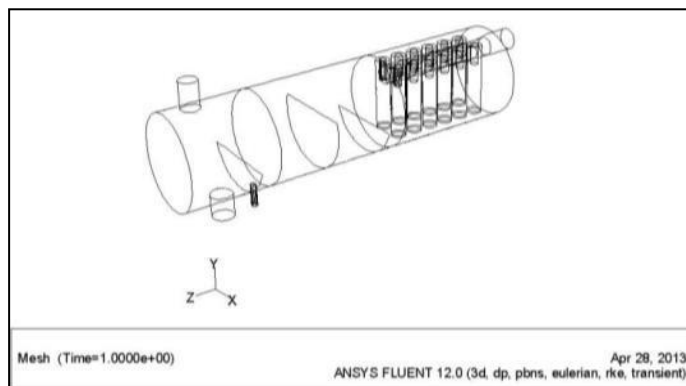


Fig. 15 Geometría completa del separador 643,382 celdas.

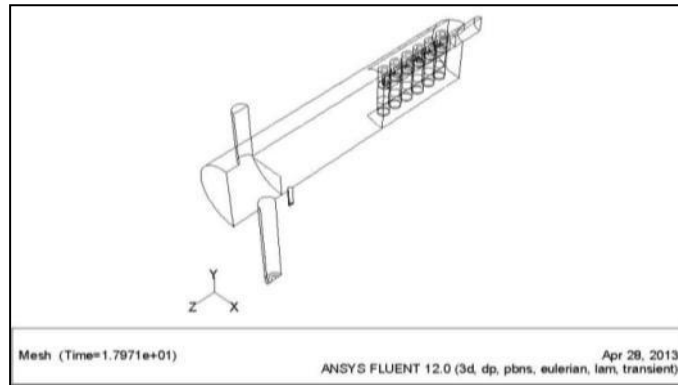


Fig. 16 Mitad de la geometría 755,388 celdas.

Los tubos vortex, son los elementos donde se tiene la mayor influencia de la fase gaseosa sobre la fase líquida; del resultado de la simulación, se obtiene el comportamiento de la fase líquida en los vortex observándose mayor flujo en los primeros tubos, y para los tubos que están al final existe un flujo mínimo; por el volumen de producción y por la capacidad del separador, la primera conclusión que se obtuvo fue la de retirar cuatro tubos³⁷.

En este trabajo no se considera viable, por lo que implica parar el proceso y cerrar la producción de líquido disponible además de considerar los costos de los recursos de ejecución de los trabajos para los cambios necesarios, por lo que se recomienda el análisis de los pozos que puedan aportar el flujo necesario adicional, aprovechando la infraestructura disponible. Fig. 17 y 18.

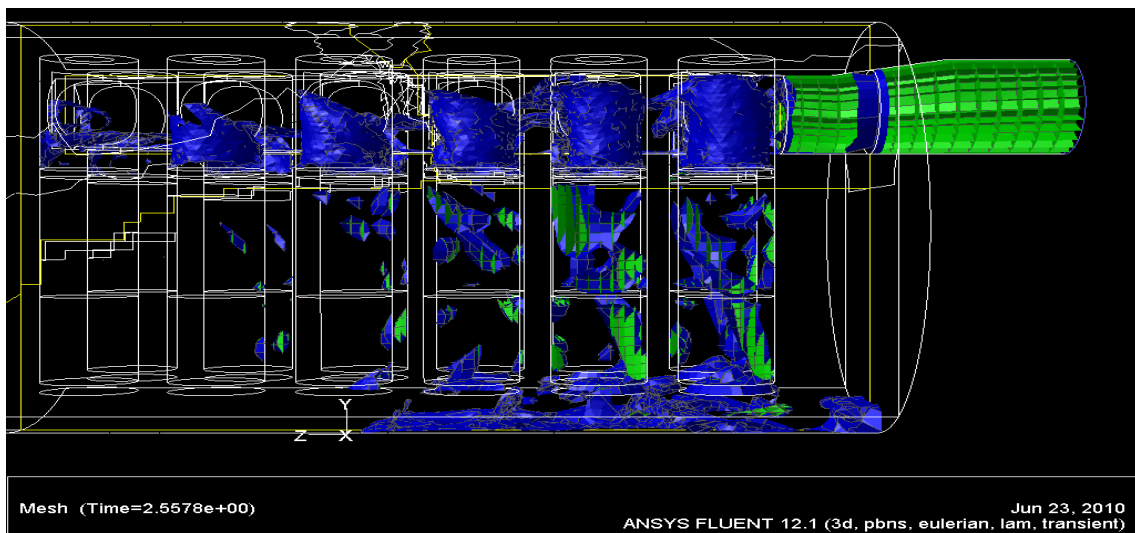


Fig. 17 Comportamiento de la fase líquida en los tubos Vortex a los 2.5 segundos.

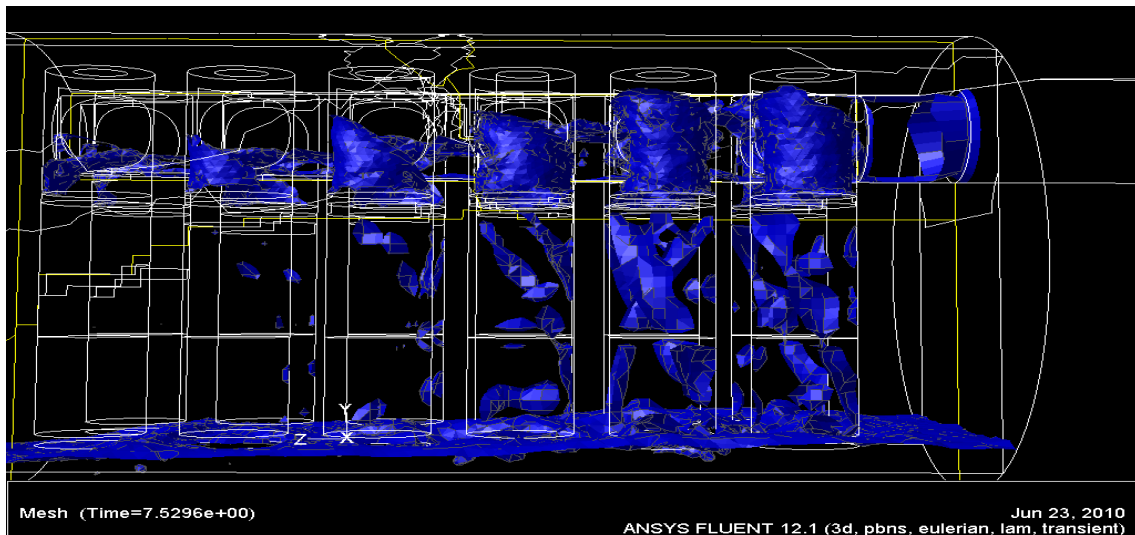


Fig. 18 Comportamiento de la fase líquida en los tubos vortex a los 7.5 segundos.

III.6. Representación de los datos de campo.

Utilizando datos de campo se representó la eficiencia del separador, en función del agua total a la entrada y el agua total a la salida, tomando en cuenta las ppm dosificadas de desemulsificante, la temperatura se mantuvo en un promedio de 50°C, durante el tiempo de representación de los datos. La eficiencia se calculó de la siguiente manera:

$$Eficiencia = \left(1 - \frac{AT_{sal}}{AT_{ent}}\right) * 100 \quad \dots\dots\dots(50)$$

donde:

AT_{ent} = agua total de entrada

AT_{sal} = agua total de salida

En la Fig. 19, se observa una desestabilización y eficiencia de separación baja; la inyección de desemulsificante se mantiene en promedio en una concentración que varía entre 100 y 150 ppm de desemulsificante. En los últimos días se observa un

incremento súbito de la inyección de desemulsificante donde se observa mejoría en la eficiencia en el volumen de agua separada.

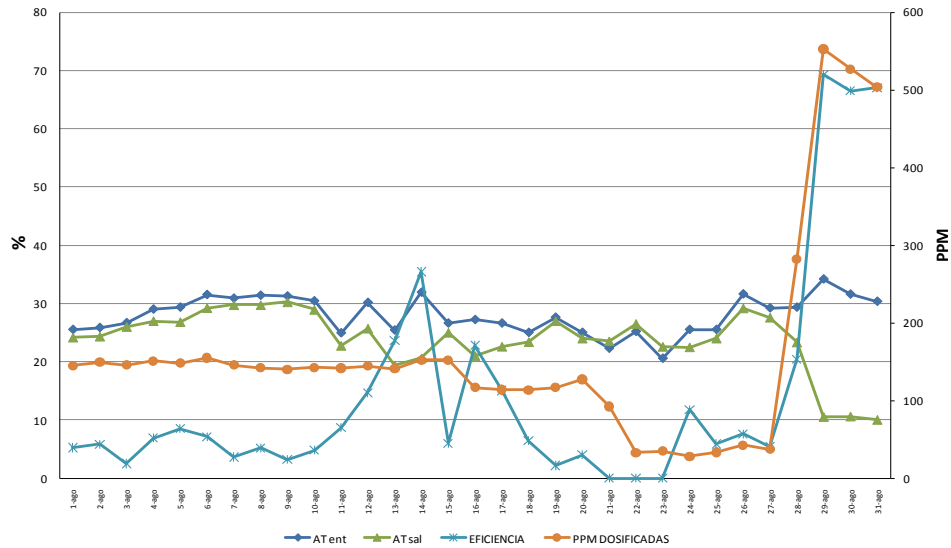


Fig. 19 Eficiencia del separador con 150, 100 y 500 ppm de concentración de desemulsificante y 50°C.

En la Fig. 20 aunque se mantiene una inyección cercana a los 500 ppm, se observa que la eficiencia de separación disminuye; nuevamente la temperatura se mantiene en un valor promedio de 50 °C y se considera el agua total a la entrada y salida del separador, se repite la misma tendencia de baja concentración, baja eficiencia en la separación. En este mismo grafico se observa que con una concentración promedio a las 1200 ppm se obtiene una mejoría significativa en la eficiencia de separación, mas sin embargo, no es la concentración óptima, ya que como se observa la eficiencia comienza a disminuir.

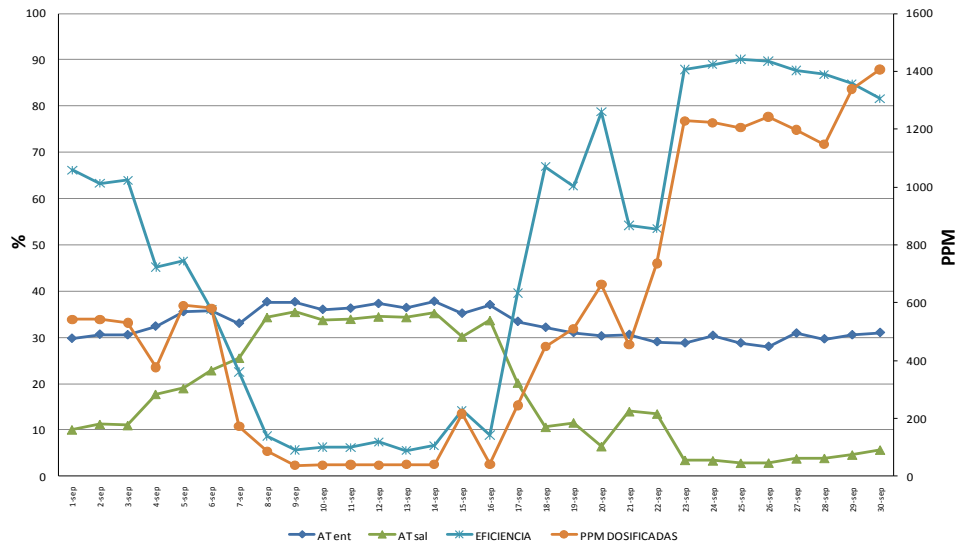


Fig. 20 Eficiencia de separación a diferentes concentraciones y 50°C

En la Fig. 21 aunque la concentración no se mantiene constante, se continúan con las pruebas en concentraciones en un rango que varía de las 500 a las 900 ppm, logrado mantener la eficiencia en un promedio del 90%.

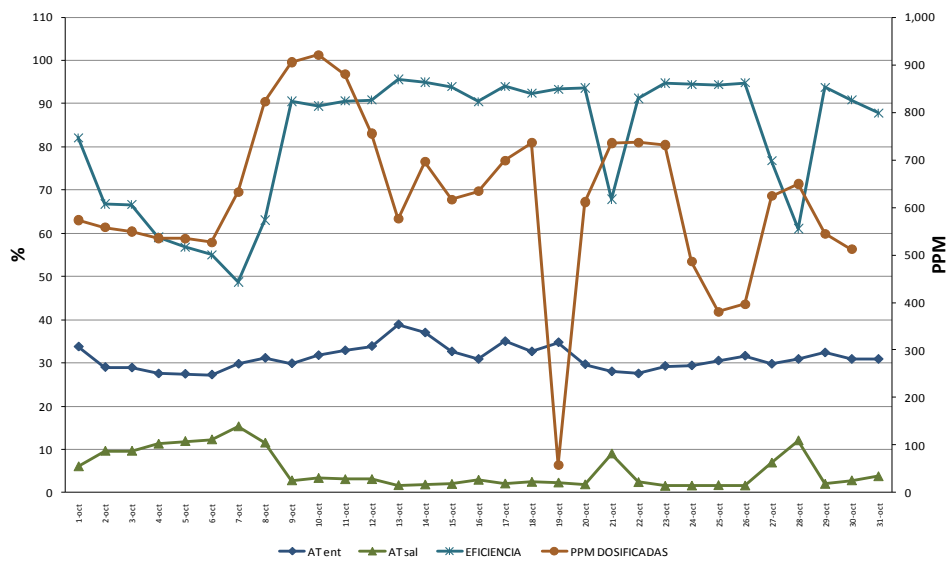


Fig. 21 Eficiencia de separación en rango de concentraciones de 500 a 900 ppm y 50°C

En la Fig. 22 ya se mantiene una eficiencia de separación en promedio del 94%; se observa también que el volumen de agua total a la entrada también se incrementa, la concentración óptima es en promedio de 900 ppm; la temperatura se mantiene en promedio de 50 °C y se considera el agua total a la entrada y salida del separador.

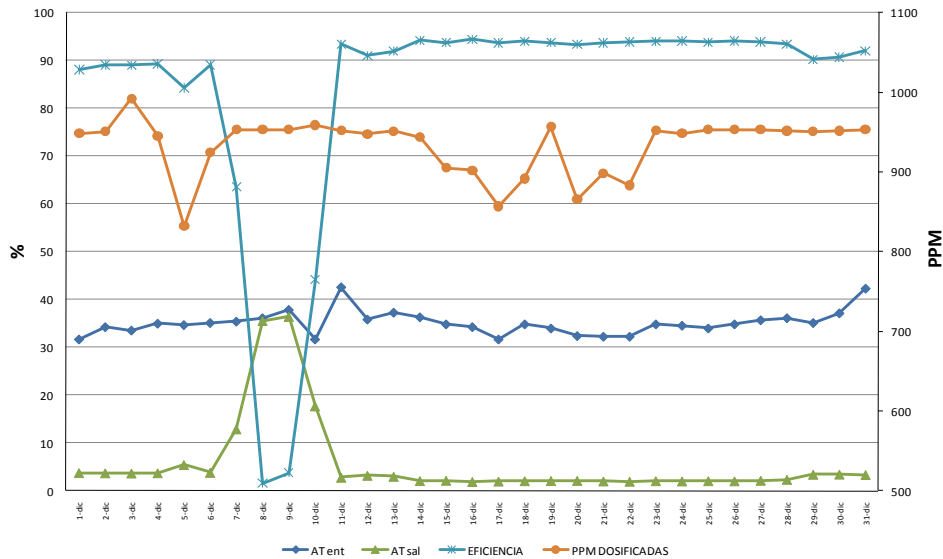


Fig. 22 Eficiencia de separación a 900 ppm y 50°C.

La eficiencia representada, es la del separador, por lo que para determinar la acción del desemulsificante se utilizan las ecuaciones del porcentaje y rapidez de deshidratación.

En las Fig.s 23 a la 26, se representan el porcentaje y la rapidez de deshidratación, utilizando las ecuaciones 12 y 13, a una temperatura promedio de 50°C, diferentes concentraciones de inyección, a los mismos datos de la eficiencia del separador. Las ecuaciones consideran solo el agua en emulsión, por lo que es un indicativo de que tan eficiente es el desemulsificante utilizado para romper la emulsión.

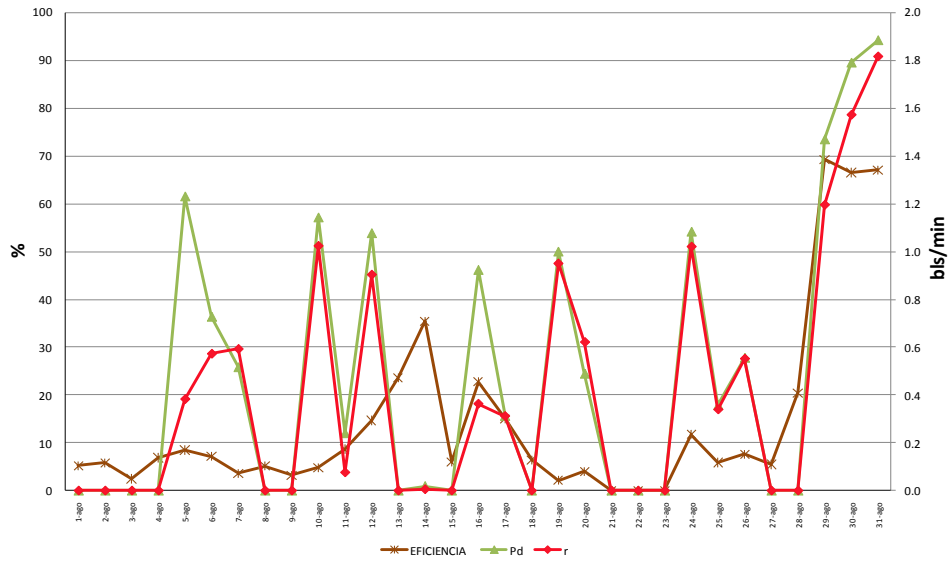


Fig. 23 Porcentaje y rapidez de deshidratación a 100, 150 y 500 ppm con 50°C.

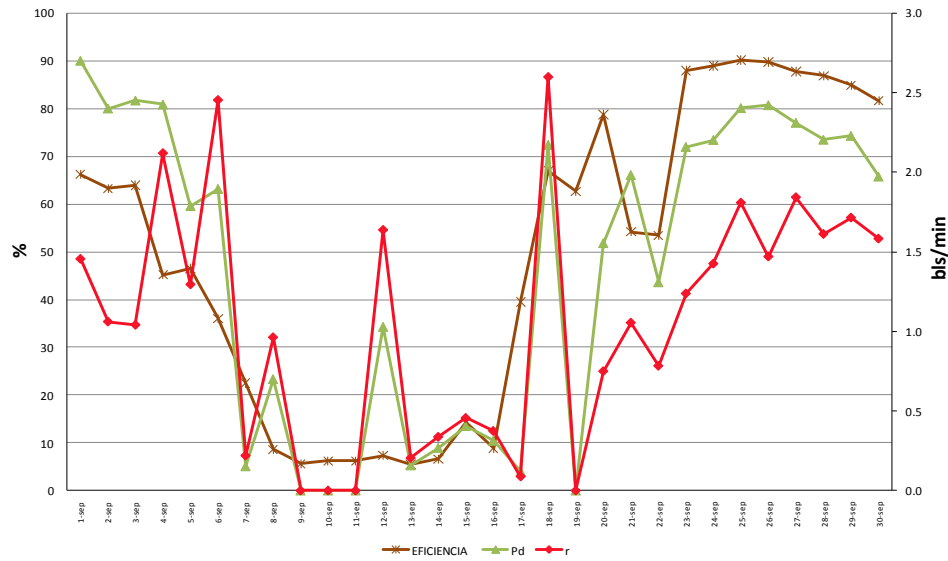


Fig. 24 Porcentaje y rapidez de la deshidratación a diferentes concentraciones y 50°C.

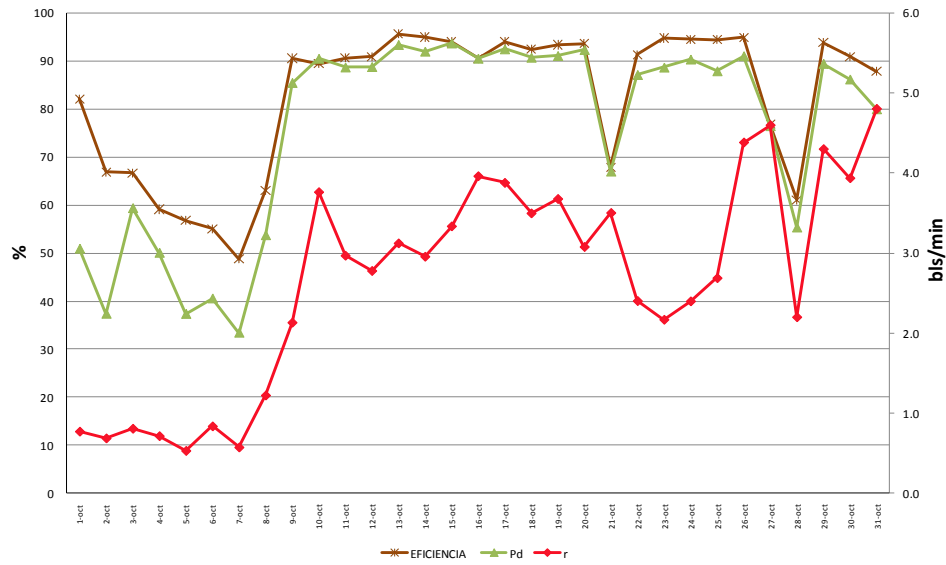


Fig. 25 Porcentaje y rapidez de deshidratación en un rango de 500 a 900 ppm y 50°C.

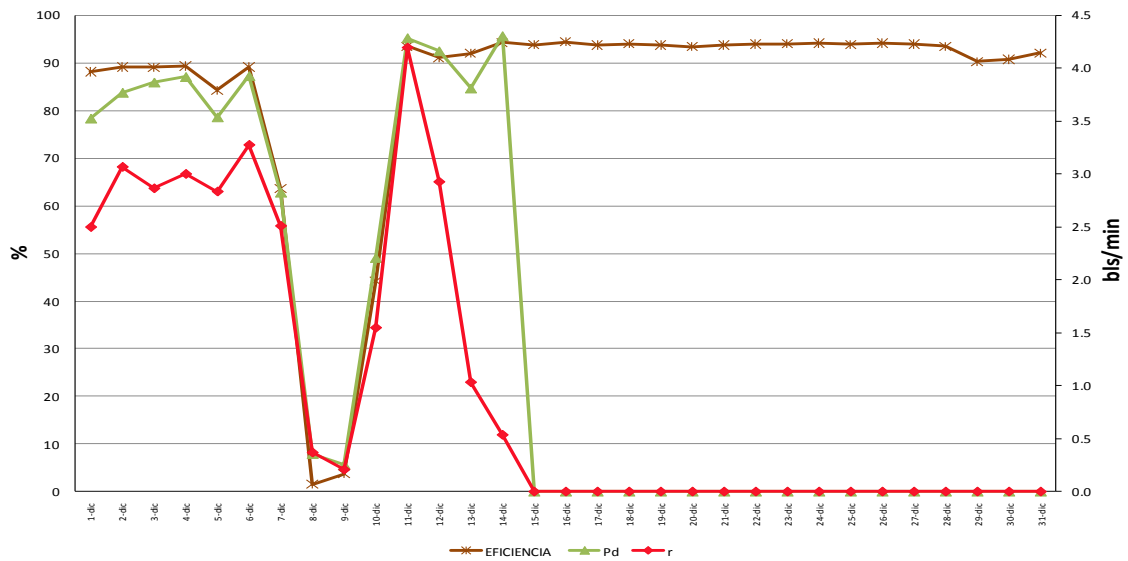


Fig. 26 Porcentaje y rapidez de deshidratación con 900 ppm.

La viscosidad de la emulsión se calcula por medio de la ecuación 26¹⁸:

$$\frac{\mu_e}{\mu_o} = e^{5\Phi}(1 - 3\Phi + a * \Phi^2)$$

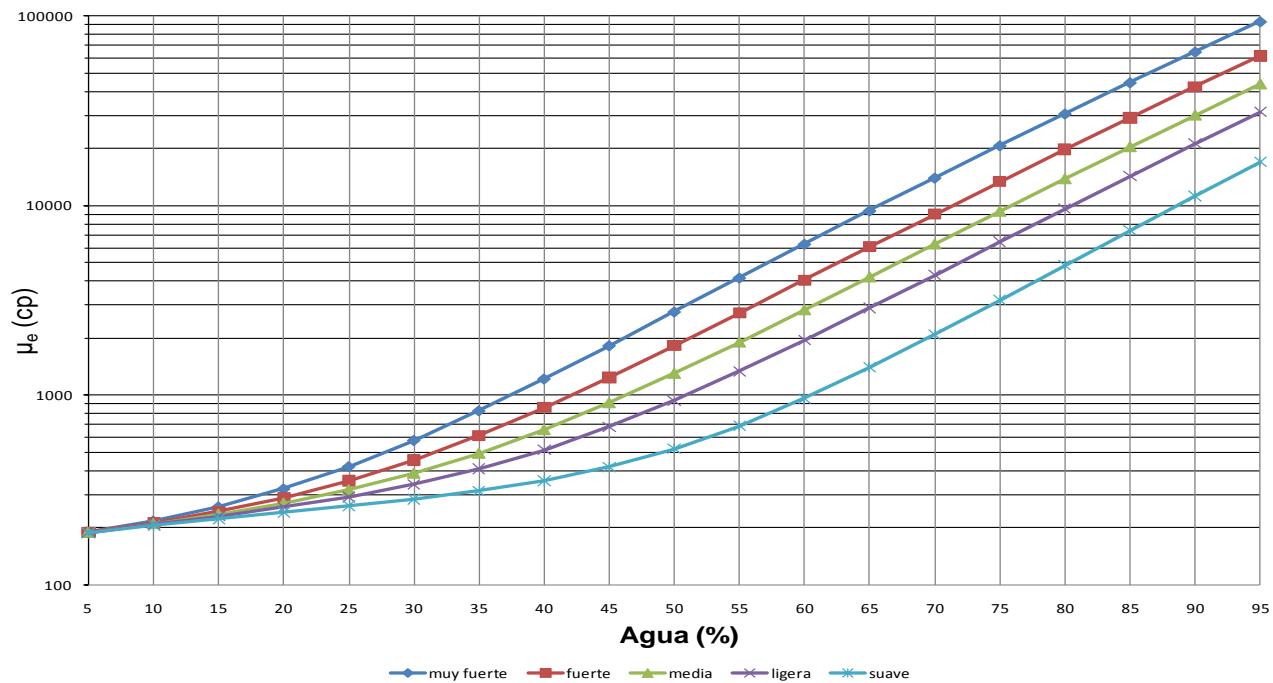


Fig. 27 Viscosidad de la emulsión, considerando los multiplicadores de Kokail y diferentes tipos de emulsión.

En la Fig. 27 se determina la viscosidad de la emulsión para diferentes tipos de emulsión utilizando la ecuación obtenida por Kokail.

El cálculo del requerimiento de energía para el incremento de temperatura de la mezcla, para diferentes gastos y diferentes temperaturas utilizando la ecuación 22⁵⁵, la energía necesaria para diferentes incrementos de temperatura a la entrada de un desalador, se representan con las Fig.s 28 y 29 y son una guía que permiten definir la calidad a la cual es necesario deshidratar el crudo la cual tiene una relación directa con el dimensionamiento de los equipos y el costo del proyecto, tomando en cuenta la disponibilidad de espacios y pesos que puedan existir en plataforma.

Específicamente en la Fig. 28, el eje de las "Y" representa la energía requerida en MMBTU/hr y en el eje "X" se tiene el porcentaje de agua, para diferentes incrementos de temperatura para una producción de 30,000 bl. y con una temperatura base de 50°C.

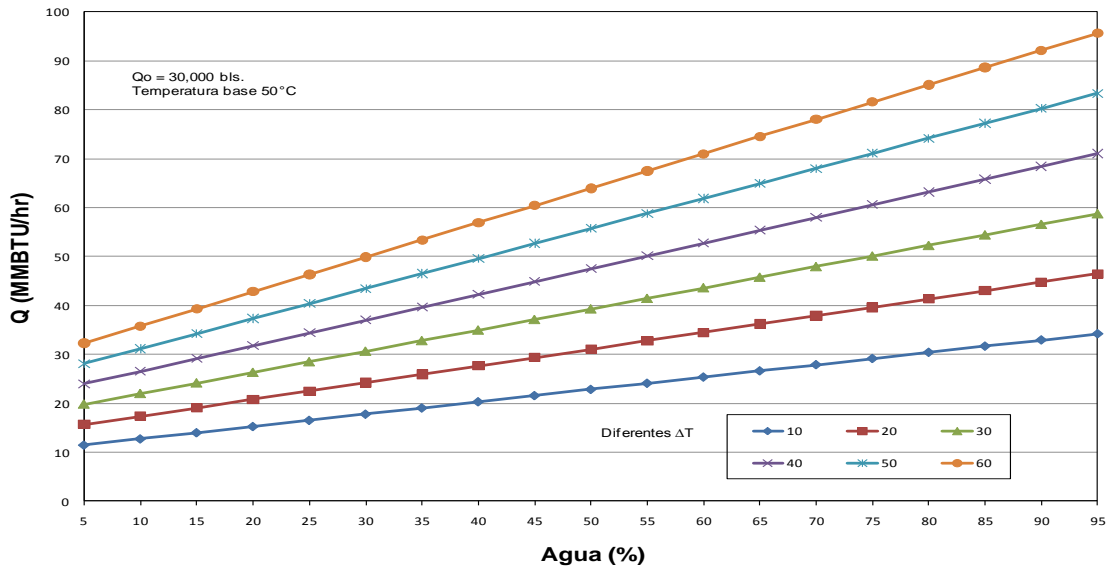


Fig. 28 Energía requerida para 30,000 bls. a diferentes ΔT

En la Fig. 29, se describe la cantidad de energía requerida para incrementar la temperatura de 50 a 70°C; para producciones y porcentajes de agua diferentes.

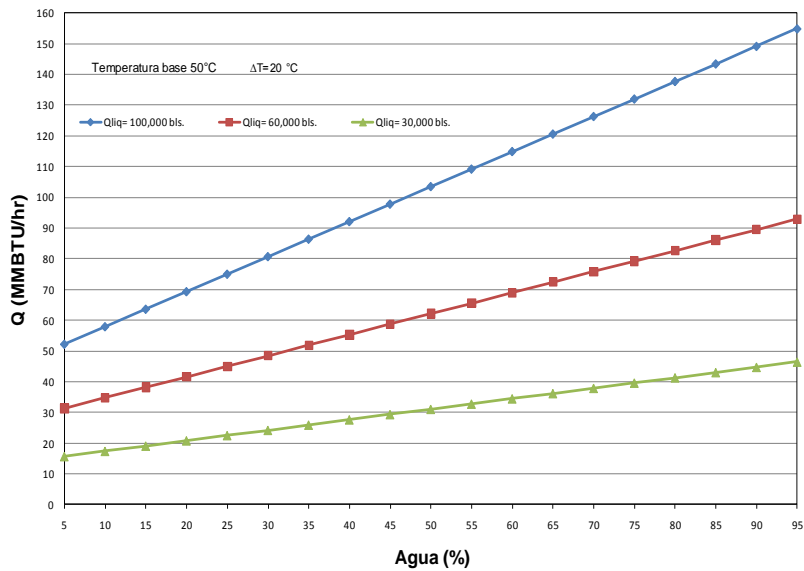


Fig. 29 Energía requerida para un ΔT=20°C y diferentes volúmenes de líquido.

Conclusiones

1. Considerar en campo que los puntos de inyección de desemulsificante sean del tipo Isocinético, para lograr una muestra más representativa que permita una determinación correcta de agua libre, tamaño de gota y tipo de emulsión. Actualmente se tiene un incremento en la turbulencia causado por un volumen alto de gas producido y a que la geometría de las líneas de flujo son más complejas, provocando que las emulsiones se estén volviendo más estables.
2. La determinación de los datos de viscosidad, diámetro de gota y tensión interfacial debe realizarse en muestras obtenidas de las corrientes y en los puntos más representativos del sistema. Se debe evitar muestras sintéticas para lograr una mejor veracidad de los resultados.
3. Las ecuaciones para determinar el diámetro de las gotas en la tubería de producción y en el estrangulador, publicadas en la literatura, para valores de alto porcentaje de agua, ayudarán a conocer la complejidad de la emulsión, y seleccionar la mejor combinación de mecanismos para deshidratar.
4. Se considera que el efecto más importante para la deshidratación fue el provocado por el desemulsificante.
5. Los modelos para la determinación de viscosidad de la emulsión están principalmente en función de la fracción en volumen de las fases, de la temperatura, del tamaño de gota, del movimiento intrínseco de cada gota.
6. De la simulación y por el volumen manejado en el tanque, se concluye que la separación se está realizando por un incremento en el tiempo de residencia y el efecto de los vortex en la corriente, es mínimo.
7. De la simulación se observa que la forma cilíndrica de los tubos vortex no es la mejor geometría para propiciar la separación en tres fases; se comprobó con la patente del equipo que en campo, el equipo tiene un buen desempeño para separación liquido-gas; para la separación liquido-liquido influyen otras variables principalmente el tiempo de residencia, temperatura, velocidades de flujo, turbulencia, tipo de desemulsificante y la viscosidad.

Recomendaciones

1. Se debe considerar que la alta producción de agua estará presente en y que aplicando más simulación podemos adelantarnos al mejoramiento de los procesos cuando se alcance esta condición. La producción de crudo con altos porcentaje de agua en volumen sigue siendo altamente rentable.
2. El uso de la simulación de equipos debe aplicarse para una configuración de deshidratación específica y como primera etapa la propuesta completa y como segunda etapa por equipo individual donde se identifique que las variables de proceso tengan una influencia en la eficiencia de la planta. Es necesario considerar que cada configuración es única en condiciones de operación, propiedades de fluidos y dimensión de equipo.
3. Antes de proponer infraestructura, es recomendable el uso de la simulación de procesos y obtener los comportamientos de viscosidad vs temperatura, compatibilidad fisicoquímica de las corrientes a deshidratar, consideración de las condiciones de operación actuales y a futuro, comportamiento de viscosidades vs velocidades de corte, determinación de la viscosidad de la emulsión por laboratorio o por correlaciones, tipo de emulsiones.
4. Las velocidades observadas en los vortex a las condiciones de operación actual, dan pauta a incrementar el volumen de líquido a tratar reflejándose en un incremento de producción, aprovechando la infraestructura existente.
5. Al caracterizar una corriente de crudo para determinar el desemulsificante, se recomienda hacer un análisis del tiempo de reacción del producto químico, lo que permitirá saber el volumen de agua libre que se tendrá para el transporte.
6. Se recomienda desarrollar y ampliar los protocolos de prueba de desemulsificante (pruebas de botella), para lograr la selección más adecuada del producto químico a utilizar, ya que se observa variaciones significativas durante el desarrollo y estabilización de la deshidratación.

Bibliografía

1. Al-Otabi, M. et. al. "Experimental Investigation of Crude Oil Desalting and Dehydration", *Chemical Eng. Comm.* 190, pag. 65-82, 2003.
2. ASTM, "Annual Book of ASTM Standard", vol. 5, section 5 Philadelphia, PA, 2001.
3. Barnea, E., Mizrahi, J., "*Chem. Eng. J.*", vol. 5, pag. 171, 1973.
4. Barnea, E., Mizrahi, J., "Ind. Eng. Chem Fundam.", pag.120, 1976.
5. Berkman, S., Egloff G., "Emulsion and Foams", Remhold Publishing Corp, Pag. 468-560, USA, 1941.
6. Choi, S.J., Schowater, W.R., "Rheological Proprieties of Non Dilute Suspensions of Deformable Particles Phys. Fluids", pag. 420-427, 1975.
7. Einstein, A., "Theory of Brownian Movement", *Ann. Phys. German* 19, 289, 1906.
8. Einstein, A., "Elementary Consideration of the Thermal Conductivity of Dielectric Solids", *Phys. German* 34, 591,1911.
9. Farah Marco A., Oliveira Roberto C., Caldas Navaes Jorge, Rajagopal Krishnaswamy, "Viscosity of Water-in-oil Emulsions: Variation with Temperature and Wáter Volumen Fraction", *Journal of Petroleum Science and Engineering* 48, pag. 169-184, 2005.
10. Flanigan, D.A, Stolhand, J.E, Scribner, M.E., Shimoda, E., "Droplet Size Separations Analysis: A New Tool for Improving Oilfield", SPE 18204, 1988.
11. Glasstone, S., Laider, K.J., Eyring, H., "Theory of Rate Processes". McGraw-Hill, New York, 1941, capitulo 9.
12. Hano T., Ohtake T., Takagi K., "Desemulsification Kinetics of W/O Emulsion In an A.C. Electric Field", *Journal of Chemical Engineering of Japan*, Vol. 21, 345351, 1988.
13. Heatherly, M.W., Buchanan, V.P., Rawlins, C.H., "Optimization of a Horizontal Flow Electrostatic Coalescer in Offshore Gulf of Mexico Service", SPE 77493, 2002.
14. Hernández Madariaga Arturo, "La Emulsión Inversa de crudo, como Opción Tecnológica para el Manejo y Transporte del Crudo Extrapesado, de los Campos de Campeche-Oriente", *Rev.Ingeniería Petrolera*, Vol. XLIX, No.3, pag.31. Marzo 2009.
15. Jiachiao F., Xiqinyg Z., Qinkui H., Renpu W., "Daquiny Crude Oil Dehydration", SPE 10575, Pag. 579-615,1979.
16. Kinkaid, J.F., Eyring, H., Stearn, A.E., *Chem. Revs. Paginas* 28, 301, 1941.
17. Kök, M.V., "Heating Rate Effect on the DSC Kinetics of Oil Shales", *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, Vol. 90, pags. 817-821, 2007.
18. Kokal Sunil L., "Crude Oil Emulsions", *Petroleum Engineering Handbook—Vol. I*, Chapter 12, pages 533 – 567.
19. Krieger, I.M, Dougherty, T.J, "A Mechanism for Non-Newtonian Flow in Suspensions of Rigid Spheres", *Trans. Soc. Rheol.*, Vol. 3, pag. 137-152, 1959.
20. Laurier L.S., "Emulsions, Fundamentals and Applications in the Petroleum Industry", Pag. 311-339, American Chemical Society (ed), Washington, D.C., 1992.

21. Lissant K.J., "Demulsification Industrial Applications", Volume 13, Pag. 105-133, Marcel Decker Inc., New York, 1983.
22. Lu Yaojun, Greene John y Agrawal Madhusuden, "CFD Characterization of Liquid Carryover in Gas/Liquid Separator With Droplet Coalescence Due to Vessel Internals", SPE 124205, octubre 2009.
23. Lu Yaojun, M. Lee Joseph, Phelps Daniel y Chase Ryan, "Effect of Internal Baffles on Volumetric Utilization of an FWKO—A CFD Evaluation" SPE 10994, 2007.
24. Lucas R.N., "Electrical dehydration of Thermally Produced Emulsion", SPE 2173, 1968.
25. Lucas R.N., "Electrical Dehydration and Desalting Oils, Proceedings Indonesian", Petroleum Asociation, Fith Annual Convention, June, 1976.
26. Manning Francis, Thompson Richard, "Oilfield Proccesing Volumen 2 Crude Oil", pag. 118-119, PennWell Publishing Company, 1995.
27. Maston L. Powers, "Analysis of Gravity Separation in Freewater Knockouts", SPE 18205-PA, 1990.
28. Nieto Jorge, Reyes Antonio, Verdejo Jorge, "Oil and Gas processing Facilities for New Field Developments in the Gulf of Campeche(Mexico)", SPE 74354, 2002.
29. Noik C., Trapy J., Mouret A., Laboire G., "Design of a Crude Oil Dehydration Unit", SPE 77492, 2002.
30. Pal, R., "A Novel Method to Correlate Emulsion Viscosity Data Colloids Surf.", A Physicochem. Eng. Asp., Vol. 137, pag. 235-286, 1998.
31. Pal, R., "Evaluation of Theorical Viscosity Models for Concentrated Emulsions at Low Capillary Numbers", J. Chem. Eng., Vol. 81, pag. 15-21, 2001.
32. Peralta Martinez Maria Vita, Arriola Medellin Alejandro, Manzanarez Papayanopoulos Emilio, Sánchez Sánchez Ramon, Palacios Lozano Elvira Maria, "Influence of the Speed Mixion-on Viscosity and Droplet Size of Oil in Water Emulsions", Petroleum Science and Technology, Vol. 22, Num. 7 y 8, pags. 1035-1043, 2004.
33. Pérez Hernández Bartolo, "Efecto de la Variación del Nivel de la Fase Acuosa en la Deshidratación de Emulsiones Agua en Crudo Maya Mediante Campo Eléctrico", tesis maestría, facultad de química, Universidad Nacional Autónoma de México, 2000.
34. Phan-Thien, N., Pham, D.C., "Differential Multiphase Models for Poly-dispersed Suspensions and Particulate Solids", J. Non-Newtonian Fluid Mech. Vol. 72, pag. 305-318, 1997.
35. Quijada Rueda Mariel, Santamaría Garnica Antonio, "Deshidratadores Electroestáticos a Alta Presión y Temperatura", tesis de licenciatura, facultad de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México, capítulo 4, 2009.
36. Ramírez Julio, Santisbon Fernando, Flores Claudia, "Informe de Resultados de Aceite Crudo", Control de Calidad de Fluidos, Activo Integral Cantarell, Pemex Octubre 2009.
37. Red de Especialistas Deshidratación y Desalado, "Optimización del Sistema de Separación Trifásica (Deshidratación Mecánica) del Centro de Proceso Akal-G, en el Activo Integral Cantarell", mayo 2009.

38. Richardson, E.G., "The Formation and Flow of Emulsion", J. Colloid Sci., vol. 5, pag. 404, 1950.
39. Ronningsen, Hans Petter, "Correlations for predicting Viscosity of W/O-Emulsions based on North Sea Crude Oils", SPE 28968, 1995.
40. Russell W.T., Deen M.M., "Introduction to Chemical Engineering Analysis", John Wiley & Sons, USA, 1972.
41. Sams Gary y Brown Mike, "Akal Cantarell Field Expansion", número de reporte 2G963A, NATCO Research and Development, 19 de septiembre 2007, pags. 8-9, 11-12, 21.
42. Saucedo García Ma. De Jesús, "Estudios Especializados PVT Composicional para el Activo Integral Cantarell, Pozo Cantarell 42", Proyecto: F.30345, Noviembre 2003.
43. Serrano Alquicira Ricardo y Villegas Javier María Isabel, "Perfiles de Temperatura en Sistemas de Explotación de Hidrocarburos", tesis de licenciatura, Universidad Nacional Autónoma de México 2006, Capítulos 4 y 5.
44. Silverstein R.M. et al. "Spectrometric Identification of Organics Compounds".
45. Sontang H., Streng K., "Coagulation and Stability of Disperse System", Pag. 85-125, John Wiley & Sons, USA, 1972.
46. Taylor, G.I. "The Viscosity of a Fluid Containing Small Drops of Another liquid", Proc. R. Soc. A., vol. 138, pag.41-48, 1932.
47. Thomason William, Gharfeh Samir, Nathason Louis y Blumer David, "Flow Properties of Alaskan Heavy-Oil Emulsions", SPE 90627, Septiembre 2004.
48. Thro Mary y Arnold K. E., "Water Droplet Size Determination for Improved Oil Treater Sizing", SPE 28537, 1994.
49. Van der Zande M.J., Hjanssen P. y Van der Broek W. M.G. T., "Size of Oil Droplets Under High-Water-Cut Conditions", SPE 67250, 2001.
50. Velez Moya Jose Luis, "Apuntes de Incineración", pag. 5-7.
51. Walther, C. "The Evaluation of Viscosity Data", Erdol und Teer, vol. 7, pag. 305-318, 1931.
52. Warren Kennet W., "New Tools for Heavy Oil Dehydration", SPE/Petroleum Society of CIM/CHOA 78944, 2002.
53. Woelflin, W.M., "Engineering and Operating Section", vol. 35, mar 19 1942.
54. Yaron, I., Gal-Or, B., "On Viscous Flow and Effective Viscosity of Concentrated Suspensions and Emulsions", Rheol. Acta 11, pag. 241-252, 1972.
55. Zeidani K., Bahadori A., "New Equations Predicting the Best Performance of Electrostatic Desalter", Petroleum Science and Technology, volume 26: number 1, pages 40 — 49, 2008.