

**EFFECTO DE LA VISCOSIDAD Y EL CONTENIDO DE AGUA EN EL
TRATAMIENTO DEL CRUDO DEL CAMPO CANTAGALLO**

**JOSÉ ELÍAS CALLE
NÉSTOR NIÑO LÓPEZ**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2007

**EFFECTO DE LA VISCOSIDAD Y EL CONTENIDO DE AGUA EN EL
TRATAMIENTO DEL CRUDO DEL CAMPO CANTAGALLO**

**JOSÉ ELÍAS CALLE
NÉSTOR NIÑO LÓPEZ**

**Trabajo de Grado presentado como requisito para optar al título de:
Ingeniero de Petróleos.**

**Director
Ing. FREDY ABELARDO NARIÑO REMOLINA
ECOPETROL S.A.**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2007

DEDICATORIA

A Dios, mi gran amigo incondicional.

A mis padres Jorge y Alicia, quienes dieron todo su amor y apoyo, para hacer posible este sueño.

A mi querida novia Natalia, quien me ha apoyado incondicionalmente.

A mis hermanos queridos Henry, Irene y Heber quienes con su apoyo y oraciones me han acompañado todo el tiempo.

A mis amigos Carolina, Julián, Leydi y Omar.

A mi compañero de trabajo José, por su gran colaboración y amistad.

A mi familia quienes de una y otra forma me han bendecido.

A la licorera el Cumbiódromo, que me dio un hogar cuando lo necesite.

Néstor

DEDICATORIA

*A nuestro señor Jehová y su hijo Jesucristo, por permitir mi
existencia.*

*A mi viejita linda Cilia Esther Sierra Hernández, por
brindarme incondicionalmente parte de su vida y por no haber
permitido que me faltara nunca nada en esta vida.*

A mi padre Plutarco Elías por sus consejos.

A mis familiares y vecinos, por ayudarme incontables veces.

*A Doña Julia, Don José y sus hijos por ser como mi familia en
Bucaramaga.*

*A mis amigos de secundaria y Universidad por brindarme su
apoyo y compañía, quienes muchas veces me dieron fuerzas y
con sus palabras alejaron de mi mente la idea de desistir de mis
proyectos.*

José Elías Calle Sierra.

AGRADECIMIENTOS

A Dios todopoderoso quien nos bendice todo el tiempo.

A ECOPETROL S.A., por permitirnos elaborar este proyecto.

Al Ingeniero Fredy Nariño, quien nos orientó y colaboró.

Al Ingeniero César Pineda por sus valiosos aportes.

A nuestros padres que dieron todo de ellos, para llevarnos a alcanzar esta meta en nuestras vidas.

A nuestros hermanos y familiares quienes hicieron una oración por nosotros aquí.

A la Universidad Industrial de Santander y a la escuela de Ingeniería de Petróleos.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	1
1 FUNDAMENTOS BÁSICOS	3
1.1 VISCOSIDAD	
1.1.1 Ley de newton de la viscosidad	3
1.1.2 Fluidos no newtonianos	5
1.1.3 Viscosidad dinámica y cinemática	11
1.1.4 Medida de la viscosidad	13
1.1.5 Influencia de la temperatura y la presión en la viscosidad de los líquidos	22
1.2 PROCESO GENERAL DE DESHIDRATACIÓN	27
1.2.1 Tratamiento de crudo	27
1.2.2 Instalaciones para el tratamiento del crudo	36
2. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO DE TRATAMIENTO Y RECOLECCIÓN DE LA PLANTA DEL CAMPO CANTAGALLO.	42
2.1. GENERALIDADES DEL CAMPO	42
2.2. ETAPAS DE TRATAMIENTO DEL CRUDO EN EL CAMPO CANTAGALLO	44
2.2.1. Deshidratación	45

2.2.2. Desalado	48
2.3. DESCRIPCIÓN DE LAS FACILIDADES	51
2.3.1. Sistema de almacenamiento	51
2.3.2. Sistema de calentamiento	53
2.3.3. Sistema de Bombeo	61
3. METODOLOGÍA EMPLEADA PARA EVALUAR LOS EFECTOS DE LA VISCOSIDAD Y EL CONTENIDO DE AGUA EN EL PROCESO DE TRATAMIENTO.	64
4. SEGUIMIENTO OPERACIONAL	66
4.1. EVENTOS OPERATIVOS DEL CAMPO CANTAGALLO SELECCIONADOS POR TENER UNA INFLUENCIA DIRECTA EN LA VISCOSIDAD DE LOS FLUIDOS PRODUCIDOS.	77
4.2. EVENTOS ANTERIORES A LA PRODUCCIÓN EN LOS CUALES EL FLUIDO DE TRABAJO ESTUVO EN CONTACTO CON LOS FLUIDOS PRODUCIDOS.	77
5. ANÁLISIS DE RESULTADOS	79
5.1. VARIABLES QUE AFECTAN LA VISCOSIDAD	80
5.1.1. Temperatura	80
5.2. Presencia de sustancias ajenas al fluido tratado	83
6. CONCLUSIONES	86
7. RECOMENDACIONES	88
8. BIBLIOGRAFÍA	89

LISTA DE CUADROS

	Pág.
Cuadro 1. Parámetros que afectan la estabilidad de una emulsión.	29
Cuadro 2. Velocidad de sedimentación libre.	35
Cuadro 3. Distribución sistema de almacenamiento.	52
Cuadro 4. Características del tratador.	59
Cuadro 5. Características Calentadores.	60
Cuadro 6. Características de las bombas.	61
Cuadro 7. Problemas operativos en la planta.	77
Cuadro 8. Eventos en pozos del Campo Cantagallo.	77

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Formación del perfil de velocidad en estado estacionario para un fluido contenido entre dos láminas.	4
Figura 2. Resumen de modelos no-newtonianos en estado estacionario	7
Figura 3. Viscosímetro Absoluto Calibrado	15
Figura 4. Viscosímetro Empírico.	15
Figura 5. Viscosímetro de cilindros coaxiales	17
Figura 6. Diagrama esquemático del experimento de una película descendente, con indicación de los efectos finales	23
Figura 7. Flujo viscoso isotérmico de una película de líquido bajo la influencia de la gravedad, sin formación de ondulaciones.	23
Figura 8. Viscosidad en función de la temperatura.	25
Figura 9. Viscosidad en función de presión.	26
Figura 10. Localización del Campo Yariguí-Cantagallo.	42
Figura 11. Esquema proceso de deshidratación	46
Figura 12. Esquema del proceso de desalado	49
Figura 13. Diagrama interno de distribución de fases en el tratador.	56
Figura 14. Diagrama de flujo interno del tratador	57

Figura 15. Ubicación de las bombas P4 y P6	67
Figura 16. Seguimiento de los parámetros operaciones de la etapa de deshidratación. Bomba P4.	71
Figura 17. Seguimiento de los parámetros operaciones de la etapa de desalado. Bomba P6.	72
Figura 18. Eficiencia de deshidratación para la etapa de deshidratación P4.	73
Figura 19. Eficiencia de deshidratación y desalado para la etapa de desalado P6.	74
Figura 20. Ineficiencia de deshidratación para la etapa de deshidratación P4.	75
Figura 21. Ineficiencia de deshidratación y desalado para la etapa de desalado P6.	76
Figura 22. Esquema del desplazamiento de las gotas de agua en la fase de aceite y las gotas de aceite en la fase de agua.	79
Figura 23. Comportamiento de la viscosidad del fluido del campo Cantagallo con la temperatura.	80
Figura 24. Representación de una molécula del surfactante PET 5.	84
Figura 25. Ordenamiento y fijación del PET-5 a la interfase agua-aceite para los casos: I.-partícula de agua en aceite, II.- partícula de aceite en agua.	85

RESUMEN

TÍTULO:
EFFECTO DE LA VISCOSIDAD Y EL CONTENIDO DE AGUA EN EL TRATAMIENTO DEL CRUDO DEL CAMPO CANTAGALLO*

AUTORES: JOSÉ ELÍAS CALLE
NÉSTOR NIÑO LÓPEZ**

PALABRAS CLAVES: Viscosidad, agua, tratamiento.

DESCRIPCIÓN

El tratamiento de crudo es un proceso industrial que abarca el diseño y la operación de instalaciones de superficie para el logro técnico y económico de la entrega de crudo en especificación. El tratamiento de crudo consta básicamente de dos procesos: Deshidratación y desalado.

En este trabajo se realizó un seguimiento operacional al proceso de tratamiento de crudo llevado a cabo en la planta deshidratadora isla VI, del campo Cantagallo, para determinar la influencia de la viscosidad y el contenido de agua en las eficiencias de deshidratación y desalado.

Se concluyó que un aumento en la viscosidad y el contenido de agua vuelve ineficiente el proceso de deshidratación y desalado, además la presencia de químicos de naturaleza similar al surfactante PET-5 aumenta la viscosidad del crudo y la del agua.

*Trabajo de Grado, Modalidad Investigación.

**Facultad de Ingenierías Físico-Químicas, Ingeniería Química, Ing. Fredy Nariño

ABSTRACT

TITLE:
THE EFFECT OF VISCOSITY AND WATER CONTENT IN THE TREATMENT OF OIL IN FIELD CANTAGALLO*

AUTHOR: JOSÉ ELÍAS CALLE SIERRA
NÉSTOR NIÑO LÓPEZ**

KEY WORDS: Viscosity, water, treatment.

DESCRIPTION

The processing of oil is an industrial process which covers the design and operation of surface facilities for the achievement technical and economic delivery of oil specification. The processing of crude basically consists of the two processes: dehydration and desalted.

This study tracked the operational process of treating crude conducted at the plant deshydrator island VI field Cantagallo, to determine the influence of viscosity and water content in the efficiencies of dehydration and desalted.

It concluded that an increase in viscosity and water content becomes inefficient process of dehydration and desalted, besides the presence of chemicals similar to the surfactant PET-5 Increased viscosity oil and water.

* Undergraduate, Project Investigation

**Physicochemical Engineering. Faculty Petroleum. Engineering School. Eng. Fredy Nariño

INTRODUCCIÓN

Los fluidos en los campos petroleros, son producidos desde el yacimiento hasta la superficie, ya sea por flujo natural o por levantamiento artificial. Del múltiple el petróleo puede pasar al separador de prueba o al separador general. El petróleo fluye al separador general, que es un recipiente cilíndrico, vertical u horizontal, bifásico o trifásico, dependiendo de la cantidad de agua libre presente. Por el tope sale el petróleo y el gas y por el fondo el agua.

Para obtener el petróleo con las especificaciones necesarias este sigue un proceso continuo luego de la etapa de separación en los tratadores térmicos, el Gun Barrel y otros equipos. El petróleo fluye a los tanques para posterior decantación y una vez cumplan con las especificaciones es transferido al oleoducto, a través de una unidad de transferencia automática LACT (automatic custody transfer). En esta unidad se mide y se registra el volumen del petróleo y la temperatura y se denomina el BSW por muestreo continuo o periódico.

A medida que la corriente de un pozo fluye del yacimiento de petróleo caliente y a alta presión, experimenta reducciones de presión y temperatura. Los gases se liberan de los líquidos y la corriente del pozo cambia en carácter. La velocidad de gas arrastra gotas de líquido, el líquido arrastra burbujas de gas. Todas estas circunstancias logran cambios en las propiedades físicas de la corriente, tales como la densidad y la viscosidad.

La viscosidad es una de las propiedades más importante de los fluidos, y por tanto esta requiere una mayor consideración en el estudio del flujo de fluidos. La separación física de las fases que se presentan es una de las

operaciones básicas de la producción, el procesamiento y el tratamiento del aceite y gas; por tanto es importante analizar la influencia de la viscosidad y el contenido de agua en la eficiencia de los procesos de tratamiento de crudo.

Este trabajo busca analizar los diferentes problemas que se presentan en la fase de tratamiento del crudo Cantagallo, en el cual se determinarán rangos operacionales más confiables y eficientes para los equipos que constituyen las facilidades de superficie del campo Cantagallo, con el propósito de mejorar su desempeño en los procesos de tratamiento del crudo del campo en cuestión.

Esto se logrará con un seguimiento operacional detallado de la planta de tratamiento, del cuál se analizaran los datos de interés tales como: BS&W, caudales, temperatura y contenido de sal, con el propósito de determinar la influencia de la viscosidad de los fluidos y del contenido de agua en la eficiencia del tratamiento de los mismos. Y reportar las recomendaciones y actividades respectivas convenientes.

1. FUNDAMENTOS BÁSICOS

1.1 VISCOSIDAD

La viscosidad es la propiedad que le permite a los fluidos, por virtud de la cohesión e interacción entre las moléculas, ofrecer resistencia a la deformación cuando a estos se les aplica un mínimo esfuerzo cortante.

Diferentes fluidos se deforman a diferentes tasas bajo la acción de un mismo esfuerzo cortante. Fluidos con una alta viscosidad como la miel se deforman relativamente más despacio que los fluidos de baja viscosidad como el agua.

Todos los fluidos son viscosos, algunos fluidos denominados como "Newtonianos" obedecen a la relación lineal:

$$\tau = -\mu \frac{\partial x}{\partial y}$$

Ecuación 1.

1.1.1. Ley de newton de la viscosidad. Considere un fluido (líquido o gas) contenido entre dos grandes laminas planas y paralelas, de área A, separadas entre sí por una distancia muy pequeña Y, Figura 1. Suponga que el sistema está inicialmente en reposo, pero que al cabo del tiempo $t = 0$, la lámina inferior se pone en movimiento en la dirección del eje X, con una velocidad constante V. A medida que transcurre el tiempo el fluido gana cantidad de movimiento, y, finalmente se establece el perfil de velocidad en

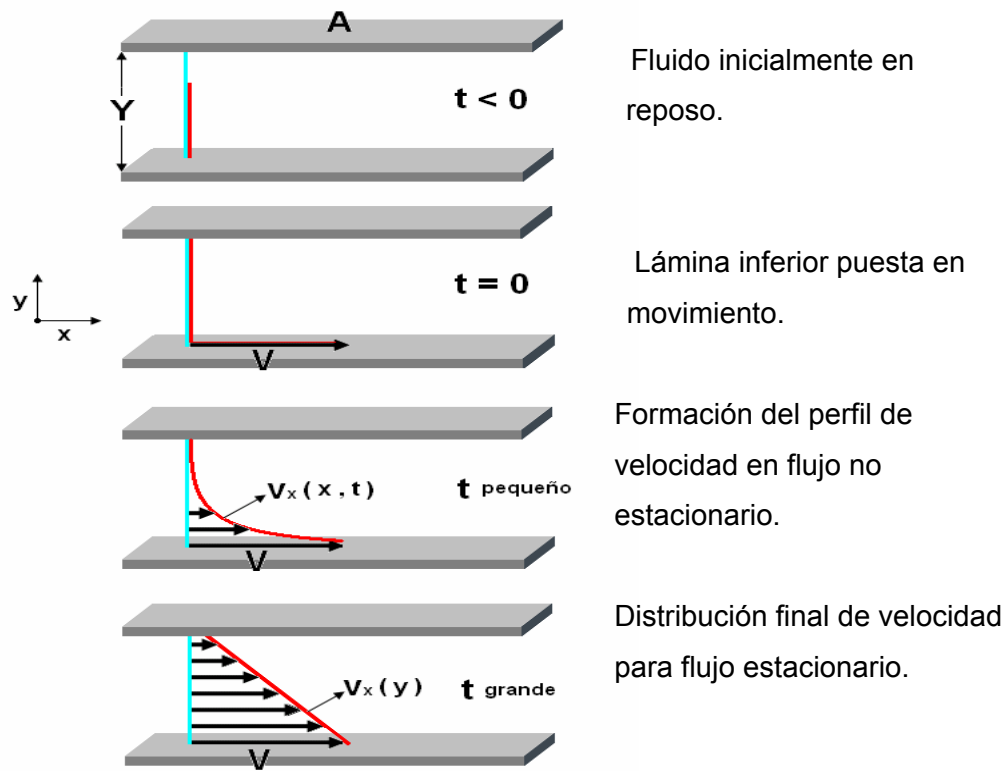
régimen estacionario, que se indica en la Figura 1. Una vez alcanzado dicho estado estacionario de movimiento, es preciso aplicar una fuerza constante F para conservar el movimiento de la lámina inferior. Esta fuerza viene dada por la siguiente expresión (suponiendo que el flujo es laminar):

$$\tau = \frac{F}{A} = \mu \frac{V}{Y}$$

Ecuación 2.

Es decir, que la fuerza por unidad de área es proporcional a la disminución de la velocidad con la distancia Y . La constante de proporcionalidad μ se denomina **viscosidad** del fluido.

Figura 1. Formación del perfil de velocidad en estado estacionario para un fluido contenido entre dos láminas.



Fuente: Tomada y modificada de R. BYRON Bird, Warren E. Stewart, Edwin N. Lightfoot. Fenómenos de Transporte

Para la posterior utilización de la ecuación 2, es conveniente expresarla en una forma más explícita. El esfuerzo cortante que se ejerce en la dirección x sobre la superficie de un fluido, situada a una distancia constante y , por el fluido existente en la región donde y es menor, se designa por τ_{yx} y el componente x del vector de velocidad del fluido, por V_x . Téngase en cuenta que V_x no es igual a $\partial v / \partial x$. De acuerdo con estos símbolos, la ecuación 2 queda de la siguiente forma:

$$\tau_{yx} = -\mu \frac{\partial v_x}{\partial y}$$

Ecuación 3.

La equivalencia de estas dos ecuaciones resulta evidente si se tiene en cuenta que la ecuación 3 puede expresarse así:

$$\tau = \mu \frac{0 - V}{Y - 0}$$

Ecuación 4.

Es decir, que la fuerza de cizalla por unidad de área es proporcional al gradiente negativo de la velocidad local. Ésta es la ley de *Newton de la viscosidad*, y los fluidos que la cumplen se denominan *fluidos newtonianos*. Todos los gases y la mayor parte de los líquidos sencillos, se comportan de acuerdo con la ecuación 3.

1.1.2 Fluidos no newtonianos. De acuerdo con la ley de la viscosidad de Newton (Ecuación 3), al representar gráficamente τ_{yx} frente a $(-dv_x/dy)$ para un fluido determinado, debe de obtenerse una línea recta que pasa por

el origen de coordenadas, y cuya pendiente es la viscosidad del fluido a una cierta temperatura y presión (véase figura 2). En efecto, la experiencia demuestra que para todos los gases y los líquidos homogéneos no polimerizados τ_{yx} es directamente proporcional a $(-dv_x/dy)$. Sin embargo, existen algunos materiales industrialmente importantes que no se comportan de acuerdo con la ecuación 3. Se conocen a estas sustancias con el nombre de fluidos *no-newtonianos*.

El tema del flujo no-newtoniano constituye actualmente una parte de otra ciencia más amplia que es la *reología*, es decir, “la ciencia del flujo y la deformación”, que estudia las propiedades mecánicas de los gases, líquidos, plásticos, sustancias asfálticas y materiales cristalinos. Por lo tanto, el campo de la reología se extiende, desde la mecánica de fluidos newtonianos por una parte, hasta la elasticidad de Hooke por otra.

La región comprendida entre ellas corresponde a la deformación y flujo de todos los tipos de materiales pastosos y suspensiones.

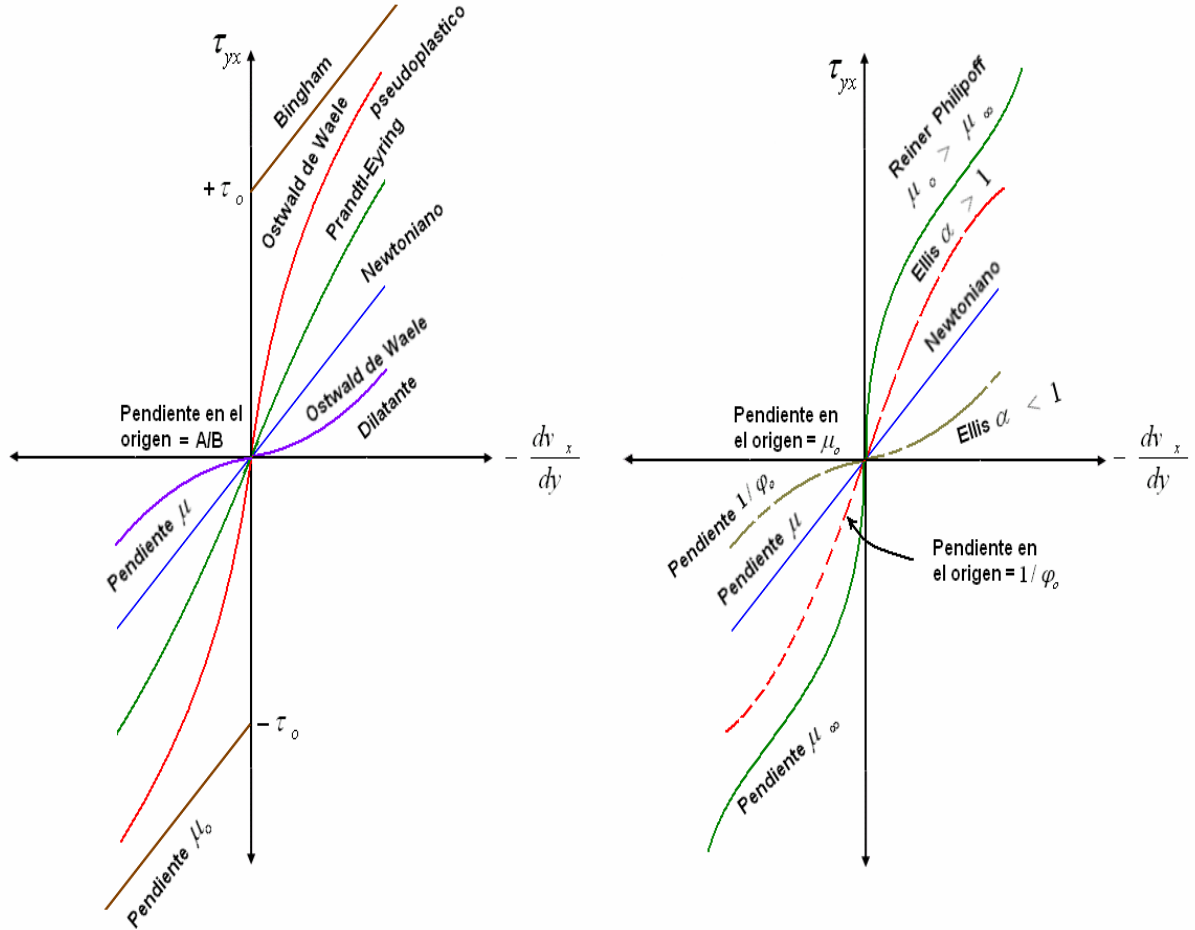
El comportamiento reológico, en estado estacionario, de la mayor parte de los fluidos que se indican en la figura 2 puede establecerse mediante una forma generalizada de la ecuación 3.

$$\tau_{yx} = -\eta \frac{\partial v_x}{\partial y}$$

Ecuación 5.

En la que η es la viscosidad absoluta o coeficiente de viscosidad dinámica

Figura 2. Resumen de modelos no-newtonianos en estado estacionario (con fines comparativos se indica n también el modelo newtoniano).



Fuente: Tomada y modificada de R. BYRON Bird, Warren E. Stewart, Edwin N. Lightfoot. Fenómenos de Transporte

En las regiones en que η disminuye al aumentar el gradiente de velocidad ($-dv_x/dy$), el comportamiento se denomina *pseudo plástico*; y *dilatante* en las que η aumenta con dicho gradiente. Si η resulta independiente del gradiente de velocidad, el fluido se comporta como newtoniano, y entonces $\eta = \mu$ (véase ecuación 3).

Se han propuesto numerosas ecuaciones empíricas o modelos para expresar la relación que existe, en estado estacionario, entre τ_{yx} y (dv_x/dy) . A continuación se presenta un resumen de cinco modelos representativos.

Todas las ecuaciones contienen parámetros empíricos positivos, cuyo valor numérico puede determinarse correlacionando los datos experimentales de τ_{yx} frente a (dv_x/dy) a temperatura y presión constantes.

Modelo de Bingham:

$$\tau_{yx} = -\mu_o \frac{dv_x}{dy} \pm \tau_o \quad \text{Si } |\tau_{yx}| > \tau_o \quad (a)$$

$$\text{Si } |\tau_{yx}| < \tau_o \quad \frac{dv_x}{dy}$$

Ecuación 6.

La ecuación (a) se utiliza como signo “+” si τ_{yx} es positivo, y signo “-” si es negativo. Toda sustancia que se comporta de acuerdo con este modelo de dos parámetros se denomina plástico de Bingham. Permanece rígida mientras el esfuerzo cortante es menor de un determinado valor τ_o , por encima del cual se comporta de forma semejante a un fluido newtoniano.

Este modelo resulta suficientemente exacto para muchas pastas y suspensiones finas.

Modelo de Ostwald-de Waele:

$$\tau_{yx} = -m \left| \frac{dv_x}{dy} \right|^{n-1} \frac{dv_x}{dy}$$

Ecuación 7.

Se conoce también como *Ley de la potencia*. Para $n = 1$ se transforma en la ley de la viscosidad de Newton, siendo $m = \mu$; por consiguiente, la desviación del valor de n con respecto a la unidad es una medida del grado de desviación del comportamiento newtoniano. Cuando n es menor que uno, el comportamiento es pseudolítico, mientras que para valores superiores a la unidad es dilatante.

Modelo de Eyring:

$$\tau_{yx} = A \cdot \operatorname{arcsenh} \left(-\frac{1}{B} \frac{dv_x}{dy} \right)$$

Ecuación 8.

Este modelo de dos parámetros deriva de la teoría cinemática de los líquidos de Eyring.

El modelo de Eyring predice el comportamiento pseudo plástico para valores finitos de τ_{yx} y tiende asintóticamente a la ley de la viscosidad de Newton, cuando τ_{yx} tiende hacia cero, siendo en este caso $\mu = A/B$

Modelo de Ellis:

$$-\frac{dv_x}{dy} = \left(\varphi_0 + \varphi_1 |\tau_{yx}|^{\alpha-1} \right) \tau_{yx}$$

Ecuación 9.

El modelo consta de tres parámetros positivos ajustables: φ_0 , φ_1 y α . Si se toma para un valor mayor que la unidad, el modelo tiende hacia la ley de Newton para valores bajos de τ_{yx} , mientras que si elige para un α , un valor menor que la unidad, la ley de Newton se establece para valores elevados de τ_{yx} . El modelo presenta una gran flexibilidad, y en él están comprendidas, como casos particulares, tanto la ley de Newton, para ($\varphi_1 = 0$), como la ley de la potencia, para ($\varphi_0 = 0$).

Modelo de Reiner-Philippoff:

$$-\frac{dv_x}{dy} = \left(\frac{1}{\mu_\infty + \frac{\mu_0 - \mu_\infty}{1 + \left(\frac{\tau_{yx}}{\tau_s} \right)^2}} \right) \tau_{yx}$$

Ecuación 10.

Este modelo contiene tres parámetros positivos ajustables: μ_0 , μ_∞ y τ_s . Teniendo en cuenta que frecuentemente se ha observado que el comportamiento newtoniano se presenta, tanto para valores muy bajos como para valores muy elevados del gradiente de velocidad. La ecuación anterior

ha sido planteada con el fin de que se transforme en estos dos casos límite en la ley de Newton de la viscosidad, haciéndose $\mu = \mu_0$, y $\mu = \mu_\infty$, respectivamente.

1.1.3 Viscosidad dinámica y cinemática

Viscosidad dinámica. Conocida también como viscosidad absoluta, representa la viscosidad dinámica del líquido y es medida por el tiempo en que tarda en fluir a través de un tubo capilar a una determinada temperatura. En la ecuación 5, η es la viscosidad absoluta o coeficiente de viscosidad dinámica, despejando este valor en dicha ecuación se tiene:

$$\eta = \tau_{yx} \frac{\partial y}{\partial v_x}$$

Ecuación 11.

El Poise es la unidad de medida para la viscosidad absoluta ó *dinámica* de un fluido en el cual, la fuerza de una dina actuando sobre una capa de 1 cm² de superficie, le imprime una velocidad de 1 cm/seg a otra capa paralela a la misma superficie, situada a 1 cm de distancia.

En consecuencia se tiene que:

En el Sistema cegesimal:

$$1 \text{ Poise} = \frac{1 \text{ dina} \cdot \text{seg}}{\text{cm}^2}$$

Sistema técnico: 1 U.T.M. = 98 Poises

Sistema internacional:

$$\frac{1}{98} \frac{kg \cdot seg}{m^2} = 1 \text{ Poise}$$

Viscosidad cinemática. Representa la característica propia del líquido desechando las fuerzas que genera su movimiento, obteniéndose a través del cociente entre la viscosidad absoluta y la densidad del producto en cuestión.

$$\nu = \frac{\mu}{\rho}$$

Ecuación 12.

En el sistema internacional (SI) la unidad de viscosidad cinemática es el metro cuadrado por segundo (m^2/s). La unidad CGS correspondiente es el stoke (St), con dimensiones de centímetro cuadrado por segundo (cm^2/s), y el centistoke (cSt), 10^{-2} stokes, que es el submúltiplo más utilizado.

Por lo general, para determinar el grado de viscosidad de un líquido se toma como sustancia de referencia el agua, la cual en comparación con los gases es muy viscosa y en comparación con otras sustancias como los aceite es poco viscosa.

La viscosidad *dinámica* del agua a $20^\circ C$ es igual a 0,01 Poises, 1 Centipoise. El coeficiente de viscosidad *cinemática* del agua para $0^\circ C$ y 760 mm de Hg ó 14.7 psia, es, $\nu_a = 0.0178 \text{ Stokes} = 1.78 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{seg}$, mientras que a $20^\circ C$ es de 0,01 Stokes o un Centistoke.

1.1.4 Medida de la viscosidad

Viscosímetro absoluto calibrado. Mediante un viscosímetro absoluto calibrado, se determina el tiempo de derrame del volumen constante de líquido cuya viscosidad se desea conocer.

- Si el derrame es debido a la acción de su propio peso, se determina la viscosidad cinemática.
- Si el derrame es debido a una diferencia de presión, se determina la viscosidad dinámica.

El fluido circula a temperatura constante, bajo una diferencia de presión también constante, a través de dos tubos capilares calibrados, figura 3.

El capilar A se mantiene a temperatura constante; el líquido fluye a través del capilar, desde la bureta graduada cilíndrica B al embudo E, por rebosamiento del tubo grueso C. En el instante t , si la diferencia de nivel del líquido en los dos tubos comunicantes B y C es h , la diferencia de presión que rige el flujo es: $\lambda h = \rho gh$

El volumen de líquido dV que fluye durante el tiempo dt viene dado por la expresión:

$$dV = Qdt = \frac{\pi(p_o - p1)R^4}{8\eta l} dt = \frac{\pi h \rho g R^4}{8\eta l} dt$$

Ecuación 13.

Siendo R el radio del capilar, l la longitud del mismo y Q el caudal de fluido que circula.

Llamando V al volumen que ha fluido entre los instantes t_1 y t_2 correspondientes a los niveles h_1 y h_2 , y dado que la bureta graduada es cilíndrica, se tiene:

$$-\frac{dV}{dh} = \frac{V}{h_1 - h_2} \Rightarrow dV = -\frac{V}{h_1 - h_2} dh = \frac{\pi h \rho g R^4}{8\eta l} dt$$

Ecuación 14.

$$\frac{V}{h_1 - h_2} \frac{dh}{h} = \frac{\pi \rho g R^4}{8\eta l} dt \Rightarrow \frac{V}{h_1 - h_2} \ln \frac{h_1}{h_2} = \frac{\pi \rho g R^4}{8\eta l} (t_2 - t_1)$$

Ecuación 15.

Por lo que la viscosidad cinemática es:

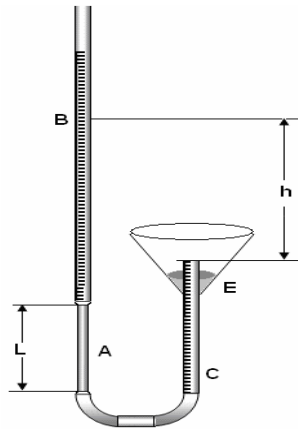
$$\nu = \frac{\eta}{\rho} = \frac{\pi g R^4 (h_1 - h_2) (t_2 - t_1)}{8lV \ln \frac{h_1}{h_2}}$$

Ecuación 16.

Que permite hacer una medida absoluta de la viscosidad cinemática, lo cual comporta la determinación de todas las magnitudes que intervienen en la expresión anterior.

También es fundamental definir la temperatura para determinar el estado del fluido.

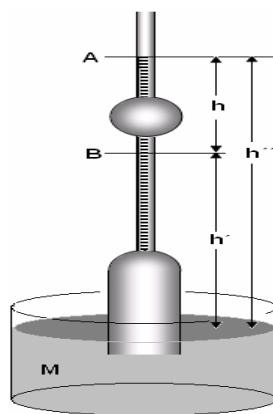
Figura 3. Viscosímetro Absoluto Calibrado



Fuente: Artículo de Mecánica de Fluidos, Pedro Fernández.

Viscosímetro empírico. El viscosímetro empírico se basa en el derrame de líquidos por un pequeño orificio calibrado, Figura 4. Aplicando la ecuación de Poiseuille se puede medir la viscosidad del líquido conociendo su densidad y el tiempo que tardaría en pasar entre dos graduaciones fijas del tubo graduado A y B, conociendo la viscosidad de un líquido patrón ν' con el que se le compara, su densidad y el tiempo que tardaría en pasar entre los mismos puntos.

Figura 4. Viscosímetro Empírico.



Fuente: Artículo de Mecánica de Fluidos, Pedro Fernández.

Según la ecuación de Poiseuille:

$$Q = \frac{\pi \Delta p R^4}{8 \eta l} = 2\pi \frac{\Delta p}{l} \left(\frac{R}{2}\right)^4 \frac{l}{\eta} = \frac{\text{Volumen (m}^3\text{)}}{\text{Tiempo (seg)}}$$

Ecuación 17.

El volumen de líquido a medir es:

$$V = 2\pi \frac{\Delta p}{l} \left(\frac{R}{2}\right)^4 \frac{t}{\eta} = |\Delta p = \gamma h = \gamma(h'' - h') = \rho g h| = 2\pi \frac{\rho g h}{l} \left(\frac{R}{2}\right)^4 \frac{t}{\eta}$$

Ecuación 18.

El volumen del líquido patrón es:

$$V = 2\pi \frac{\Delta p'}{l} \left(\frac{R}{2}\right)^4 \frac{t'}{\eta} = |\Delta p' = \gamma' h = \rho' g h| = 2\pi \frac{\rho' g h}{l} \left(\frac{R}{2}\right)^4 \frac{t'}{\eta'}$$

Ecuación 19.

Dividiéndolas miembro a miembro resulta:

$$l = \frac{\rho t \eta'}{\rho' t' \eta} \Rightarrow \frac{\eta}{\eta'} = \frac{\rho t}{\rho' t'} \Rightarrow \frac{v}{v'} = \frac{t}{t'}$$

Ecuación 20.

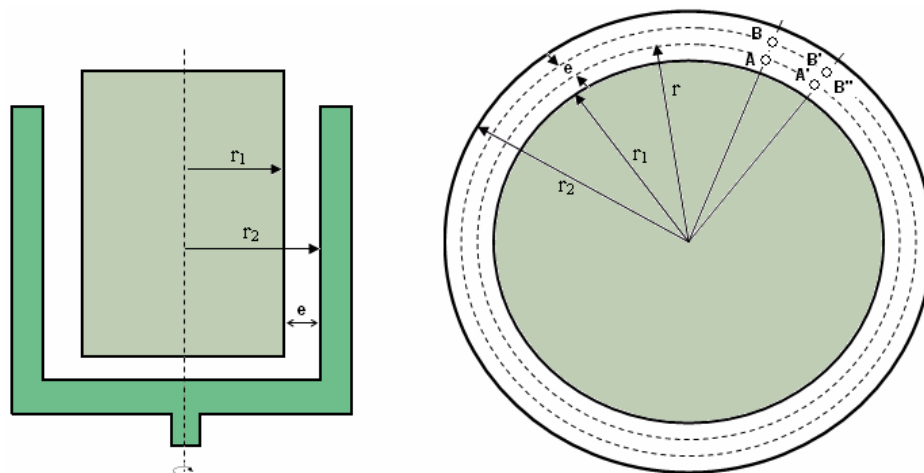
La cubeta M tiene que ser lo suficientemente grande como para que el aumento de nivel en la misma sea despreciable; además, acelera el paso del líquido por la pipeta, evitando la formación de gotas a la salida por tensión

superficial. Para calcular la variación de la presión se toma un valor medio en alturas. Las viscosidades medidas con estos aparatos oscilan entre 0,01 y 15 Poises, oscilando el tiempo de paso entre 70 y 700 segundos.

Viscosímetro de cilindros coaxiales. Para dar una primera definición de la viscosidad basta con medir la fuerza necesaria para desplazar, en su plano, una placa plana paralelamente a otra, pero las dificultades prácticas que comportaría la realización de dicha medida, hace que, en la práctica, se reemplacen las dos placas por dos cilindros coaxiales, de radios r_1 y r_2 , dejando entre ellos un ligero espacio ($r_1 - r_2 = e$) que contiene el fluido a estudiar, Figura 5.

Si se hace girar el cilindro exterior alrededor de su eje a velocidad constante, el cilindro interior tiende a girar en el mismo sentido, por lo que si se desea mantenerlo inmóvil, es necesario ejercer sobre él un par M en sentido inverso al del movimiento del cilindro exterior.

Figura 5. Viscosímetro de cilindros coaxiales



Fuente: Tomada y modificada del artículo de Mecánica de Fluidos, Pedro Fernández.

En régimen permanente, este par resistente C debe equilibrar el par motor que provoca la rotación del cilindro exterior, ya que no existe ninguna aceleración de la masa del fluido a la cual se apliquen los dos pares; la determinación del par C permite determinar la medida absoluta de la viscosidad del fluido. En el fluido, la velocidad angular varía progresivamente de $0 \rightarrow 2\pi n$, a lo largo de los radios de los cilindros, siendo n el número de revoluciones por minuto del cilindro exterior.

Si se consideran dos circunferencias concéntricas, de radios r , y $r + dr$, en las que el fluido se mueve con velocidades angulares respectivas, w y $w + dw$ si se toman dos partículas de fluido cuyos centros respectivos están sobre estas dos circunferencias, en el instante t , puntos A y B sobre el mismo radio; durante el tiempo dt , si la partícula que estaba en A pasa a A', la partícula que estaba en B pasará a B'. La partícula cuya velocidad angular sea mayor, está mas lejos que el punto B", situado sobre el radio que pasa por A; el deslizamiento durante el tiempo dt de la partícula exterior, en relación a la partícula interior está representado por B''B' y la diferencia de velocidades en el deslizamiento del espesor de la capa fluida que contiene las partículas es:

$$\frac{BB'}{dt} = (r + dr)dw$$

Ecuación 21.

El gradiente de esta velocidad relativa siguiendo el radio, es, despreciando los términos de segundo orden, $r \frac{dw}{dr}$

La tensión tangencial en el líquido es:

$$\tau = \frac{F_{roz}}{S} = \eta \frac{dv}{dr} = \eta r \frac{dw}{dr}$$

Ecuación 22.

El par M es el mismo a lo largo del radio r , ya que debe también equilibrar, en régimen permanente, el par motor C , por lo que, $M = C$.

Si la longitud vertical de los dos cilindros en contacto con el líquido es L , el momento de las fuerzas de viscosidad respecto al eje es:

$$M = Fr = (2\pi r L \tau)r = 2\pi r^3 L \eta \frac{dw}{dr};$$

Ecuación 23.

Luego,

$$M = C; \quad dw = \frac{C dr}{2\pi r^3 L \eta}$$

La integración de la ecuación anterior, permite obtener la velocidad angular, que queda en la forma:

$$w = -\frac{C}{4\pi r^2 L \eta} + Cte$$

Ecuación 24.

Para:

$$r = r_i; \quad w = 0$$

$$Cte = \frac{C}{4\pi r_i^2 L \eta}$$

$$w = -\frac{C}{4\pi r^2 L \eta} + \frac{C}{4\pi r_i^2 L \eta} = \frac{C}{4\pi L \eta} \left(\frac{1}{r_1^2} - \frac{1}{r^2} \right)$$

Ecuación 25.

Para $r = r_2$, $w = \frac{\pi n}{30}$, siendo n el número de *rpm* del cilindro exterior por lo que despejando la viscosidad η , se obtiene:

$$\eta = \frac{C}{4\pi L w} \left(\frac{1}{r_1^2} - \frac{1}{r_2^2} \right) = \frac{15C}{2\pi^2 L n} \left(\frac{1}{r_1^2} - \frac{1}{r_2^2} \right)$$

Ecuación 26.

El cálculo precedente no tiene en cuenta la existencia de las secciones rectas inferiores de los cilindros, por lo que suele introducirse un término correctivo que introduce el fondo circular, de forma que, aproximadamente, se pueda considerar que el fondo se comporta como una altura suplementaria h , quedando la expresión de la viscosidad en la forma:

$$\eta = \frac{15C}{2\pi^2 (L + h)n} \left(\frac{1}{r_1^2} - \frac{1}{r_2^2} \right)$$

Ecuación 27.

En este método, la determinación de η se limita a realizar una serie de medidas geométricas (r_1, r_2, L), cinemáticas n y mecánicas C . Es evidente que además, la temperatura y la presión del fluido tienen que ser conocidas y medidas.

El aparato debe estar situado en un recinto a temperatura regulable, de forma que se pueda mantener fija en el transcurso de la medida.

Por convenio internacional, existen unidades basadas en el tiempo que tarda el líquido en pasar a través de un orificio perfectamente calibrado.

En Europa se utilizan los grados Engler.

En USA se utilizan los segundos Saybold.

En Inglaterra se utilizan los segundos Reedwood.

Los grados Engler se obtienen dividiendo el tiempo de vaciado del líquido problema a través del orificio calibrado y el tiempo que tardaría por el mismo orificio un líquido patrón, agua destilada, efectuando ambas mediciones a la misma temperatura; en consecuencia:

$$E^{\circ} = \frac{t}{t_{agua}}$$

Ecuación 28.

Siendo las temperaturas más usuales para realizar estas mediciones de 20 °C, 50 °C 100 °C.

Los *segundos Saybold* se obtienen midiendo el tiempo que 60 cm³ de fluido tardaran en circular por un orificio calibrado siendo las temperaturas más usuales de 70 °F, 100 °F, 130 °F y 210 °F.

Los *segundos Reedwood* se obtienen midiendo el tiempo que 50 cm³ de líquido tardarían en circular por un orificio calibrado, siendo las temperaturas más usuales de 70 °F, 100 °F, 140 °F y 200 °F.

Los coeficientes de viscosidad de los aceites lubricantes se expresan en unidades arbitrarias; en USA se utiliza el número S.A.E, iniciales de Society of Automotive Engineers.

A 130 °F, la viscosidad de algunos aceites es:

SAE 10, esta comprendida entre 160 y 220 centipoises.

SAE 20, esta comprendida entre 230 y 330 centipoises.

SAE 30, esta comprendida entre 360 y 430 centipoises.

1.1.5 Influencia de la temperatura y la presión en la viscosidad de los líquidos

Temperatura. Para la mayoría de los líquidos, la viscosidad disminuye con la reducción de densidad que tiene lugar al aumentar la temperatura. En un fluido menos denso hay menos moléculas por unidad de volumen que puedan transferir impulso desde la capa en movimiento hasta la capa estacionaria. Esto, a su vez, afecta a la velocidad de las distintas capas. El momento se transfiere con más facilidad entre las capas, y la viscosidad disminuye (Figura 6 y 7).

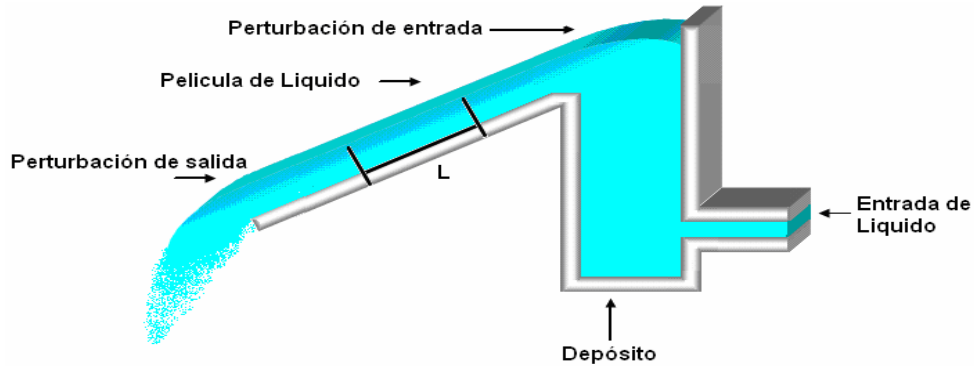
Lo anterior se puede apreciar en la siguiente expresión:

$$\tau_{yx} = \rho g \cos \beta$$

Ecuación 29.

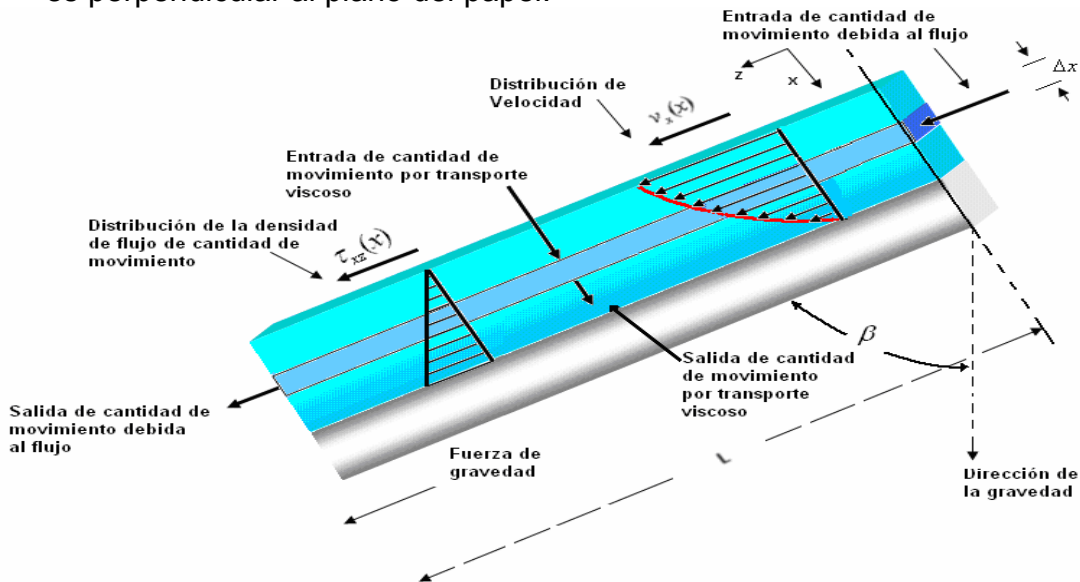
Ésta se obtiene de un balance de cantidad de movimiento aplicado a un elemento diferencial de una corriente de un líquido en movimiento como se muestra en los siguientes diagramas:

Figura 6. Diagrama esquemático del experimento de una película descendente, con indicación de los efectos finales. En la región de Longitud L , la distribución de la velocidad está totalmente desarrollada.



Fuente: Tomada y modificada de R. BYRON Bird, Warren E. Stewart, Edwin N. Lightfoot. Fenómenos de Transporte

Figura 7. Flujo viscoso isotérmico de una película de líquido bajo la influencia de la gravedad, sin formación de ondulaciones. Capa de espesor A , Δy sobre la que se aplica el balance de cantidad de movimiento. El eje x es perpendicular al plano del papel.



Fuente: Tomada y modificada de R. BYRON Bird, Warren E. Stewart, Edwin N. Lightfoot. Fenómenos de Transporte

Al igualar la expresión anterior con la definición inicial de esfuerzo de corte:

$$\rho g \cos \beta = -\eta \frac{\partial v_x}{\partial y}$$

Ecuación 30.

Se puede apreciar la relación directa que tiene la viscosidad con la densidad del líquido.

En algunos líquidos, el aumento de la velocidad molecular compensa la reducción de la densidad. Los aceites de silicona, por ejemplo, cambian muy poco su tendencia a fluir cuando cambia la temperatura, por lo que son muy útiles como lubricantes cuando una máquina está sometida a grandes cambios de temperatura.

Para temperaturas elevadas, la viscosidad de los líquidos es muy pequeña; para un valor de temperatura tendiendo a infinito, se corresponde con un valor cero de la viscosidad, Figura 8.

La ecuación que liga la temperatura con la viscosidad es de la forma:

$$\log \frac{\eta_T}{\eta_0} = \frac{c}{T - T_0}$$

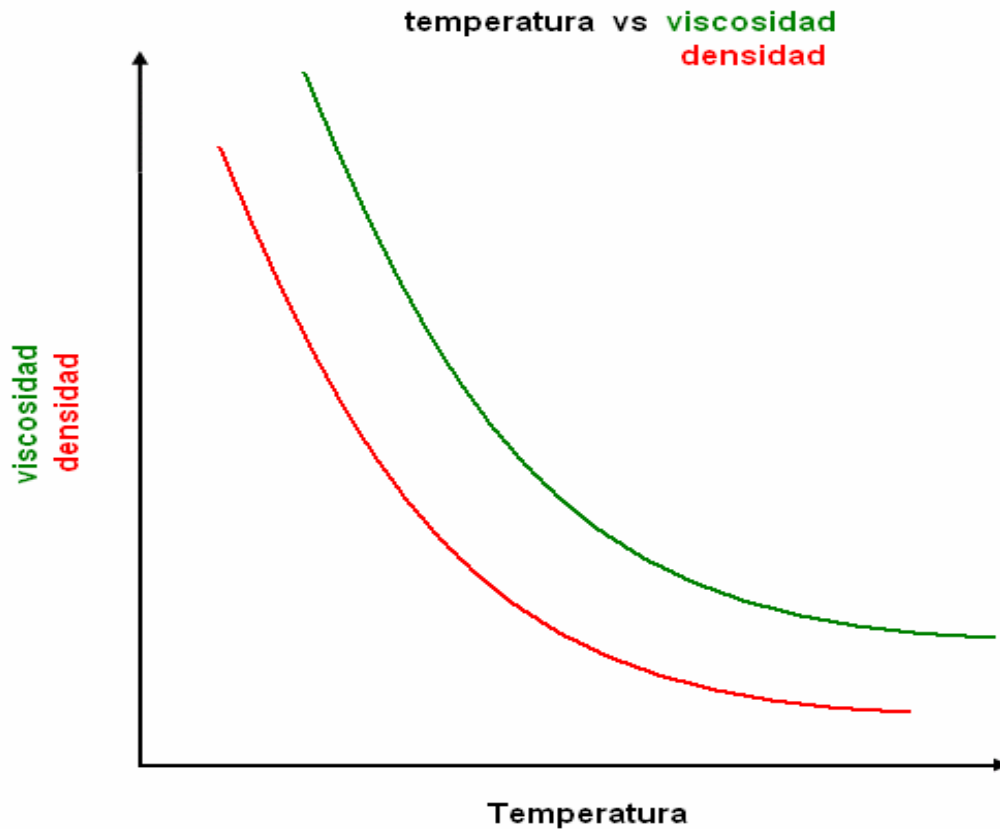
Ecuación 31.

$$\eta_T = \eta_0 10^{\frac{c}{T - T_0}}$$

Ecuación 32.

Siendo η_0 , C y T_0 valores característicos para cada líquido.

Figura 8. Viscosidad en función de la temperatura.

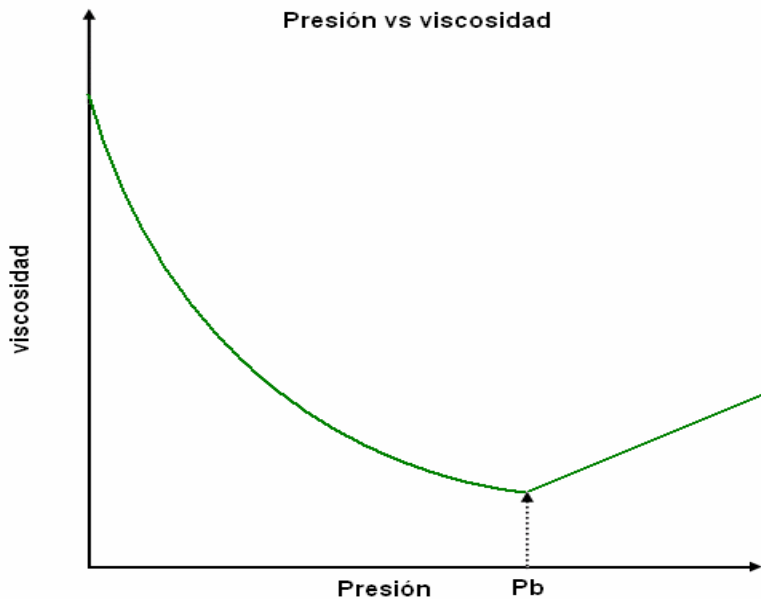


Fuente: Tomada y modificada del artículo de Mecánica de Fluidos, Pedro Fernández.

Presión. Para los aceites, un incremento en la presión, por encima de la presión de burbuja, causa un incremento en la viscosidad; el comportamiento de la viscosidad de un crudo saturado por debajo de la presión de burbuja es contrario al comportamiento por encima de la misma, es decir la viscosidad disminuye.

El comportamiento de la viscosidad en función de la presión puede observar en la Figura 9.

Figura 9. Viscosidad en función de presión.



Fuente: Tomada y Modificada del artículo de Mecánica de Fluidos, Pedro Fernández.

Este comportamiento puede entenderse más fácil si se analiza la variable de presión de derecha a izquierda, en la gráfica anterior; es decir, si nos ubicamos a una presión P por encima de la presión de burbuja y nos movemos hacia P_b , notamos que la viscosidad disminuye, esto se debe a la expansión volumétrica que sufre el aceite, debido a la descompresión del mismo, este comportamiento se mantiene hasta llegar a la presión de burbuja, si a partir de este valor nos seguimos moviendo hacia la izquierda, notamos que se da lugar a un aumento de la viscosidad, esto se debe a que a partir de valores de presión menores a P_b , el gas que se encuentra disuelto en el aceite se libera lo cual ocasiona una baja movilidad del mismo.

Para líquidos, la variación de la viscosidad con la presión, por encima del punto de burbuja viene dada por:

$$\eta_T = \eta_o a^P$$

Ecuación 33.

Con η_o y a parámetros característicos para cada líquido.

La influencia de la presión en la viscosidad es significativa cuando los valores de ésta es alta, como los que se manejan a condiciones de yacimiento, o procesos de alta presión; para valores “pequeños” de presión como los que manejan en algunas facilidades de superficie tales como tratadores térmicos, y tanques de tratamiento, los efectos de la presión en el comportamiento de la viscosidad es irrelevante; siendo de mayor interés para estos casos la influencia de otros factores tal como la temperatura.

1.2 PROCESO GENERAL DE DESHIDRATACION

El proceso general de deshidratación de crudo, es un proceso industrial que abarca el diseño y la operación de instalaciones de superficie para el logro técnico y económico de la entrega de crudo en especificación.

1.2.1 Tratamiento de Crudo. El tratamiento de crudo consta básicamente de dos procesos: Deshidratación y desalado.

El objetivo de un programa de deshidratación es remover el agua coproducida emulsionada (el agua libre se separa al ingreso de la planta de tratamiento de crudo (PTC) para evitar el manejo de grandes volúmenes de agua, mediante un F.W.K.O. o separador trifásico).

El objetivo de un programa de *desalado* es remover las sales existentes en el crudo hasta valores de especificación.

Un óptimo programa de Deshidratación y de Desalado debe resultar en:

- 1) Un mínimo costo de procesamiento: consumos de químicos, combustibles y/o electricidad óptimos.
- 2) Un crudo de la mejor densidad posible de venta (evitar pérdida de livianos por excesivo calentamiento del crudo lo que redundaría en un aumento de densidad del mismo y un menor precio de venta).
- 3) Un crudo en especificación del contenido de agua y sales para la venta.
- 4) Un manejo óptimo de las instalaciones de tratamiento minimizando: fondos de tanques, depósitos orgánicos/inorgánicos en calentadores, excesivas interfaces (pads) en tanques de tratamiento, etc.
- 5) La entrega de un agua de purga de calidad aceptable para disposición final o inyección a reservorio

Deshidratación:

Formación de emulsiones. Una emulsión es un sistema heterogéneo (una fase, dos componentes) consistente por lo menos en un líquido inmisible (agua) disperso íntimamente en otro (petróleo) bajo la forma de gotas.

Al agua se la denomina fase dispersa y al petróleo fase continua, en una emulsión normal.

Se simplifican como emulsiones w/o (water/oil). Existen emulsiones o/w pero no son frecuentes en la industria.

Una característica de las emulsiones w/o es, además de su fácil formación, su persistencia conocida como tenacidad. Ello se debe a la existencia de agentes naturales (arcillas, asfáltenos, parafinas) que estabilizan la emulsión (migran a la interfase de la gota dispersa).

Además, la formación de la emulsión, requiere de energía, que los fluidos coproducidos (agua y petróleo) capturan "aguas abajo" del reservorio en el "wellbore", punzados, bombas de profundidad y válvulas o chokes en fondo y superficie.

En el cuadro siguiente pueden observarse los principales parámetros que afectan la estabilidad (tenacidad) de la emulsión w/o.

Cuadro 1. Parámetros que afectan la estabilidad de una emulsión.

A. Específicos de la interfase w/o:

- Moléculas que actúan como emulsionantes naturales.
- Sólidos que actúan como emulsionantes naturales.
- Resistencia (mecánica) del film interfacial.
- Tensión interfacial entre los líquidos.
- Viscosidad de la película interfacial.
- Envejecimiento de la emulsión (aumenta la rigidez de la película interfacial).

B. Específicos de las condiciones de la emulsión:

- Temperatura (menos estable a mayor temperatura) (1).
- Tamaño de la fase dispersa (gota de agua, menos estable a mayor tamaño) (1).
- Viscosidad de la fase continua (a menor viscosidad, menor estabilidad) (1).
- Diferencia de densidad entre agua y petróleo (1).

(1) Se conocen como condiciones operativas controlables.

Fuente: G.P.A. Estudios y Servicios Petroleros S.R.L., Nota Técnica No. 36.

La ruptura o resolución de la emulsión. Resolver una emulsión significa separarla en sus componentes, ello se logra con la demulsificación. Este proceso comprende dos etapas sucesivas:

a) Floculación o choque entre las gotas de agua dispersa con crecimiento de gota.

b) Coalescencia o crecimiento de gota de agua hasta un tamaño que hace inestable la emulsión con lo cual el agua se separa por decantación.

La *floculación*: es una etapa reversible de "colisión entre gotas" que, por su carácter de reversibilidad no siempre conduce a la coalescencia. La velocidad de floculación es mayor cuando:

- Mayor es el contenido de agua de la emulsión (existen muchas gotas por unidad de volumen de emulsión).
- La temperatura de la emulsión es alta (la mayor temperatura aumenta la frecuencia de choques entre gotas).
- La viscosidad de la fase continua es baja (existe escasa resistencia del petróleo al movimiento de las gotas de agua que deben chocar).
- Se "excitan" por un medio externo los choques con campos eléctricos

La *coalescencia* es una etapa irreversible de crecimiento de gota, es mayor cuando:

- La velocidad de floculación es alta.
- El film interfacial es muy débil o poco estable (los químicos de tratamiento contrarrestan el efecto de ciertos emulsionantes naturales).
- Se inactiva térmicamente la película interfacial por disolución de parafinas y/o asfáltenos sólidos.

Cuando la emulsión no se termina de resolver, se produce el cremado (creaming) que crece en las interfaces agua/petróleo deshidratado engrosándolas. Estas interfaces se conocen como colchón de emulsión (emulsión pad) de difícil resolución.

Las causas más frecuentes de la existencia de emulsión pads en equipos de superficie son:

- El químico no resuelve adecuadamente la emulsión.
- La temperatura del tratamiento es demasiado baja.
- Otros químicos están contrarrestando el efecto del químico desmulsificante.

Un colchón de estas características es muy denso y viscoso y constituye una interferencia al proceso de sedimentación libre restando altura útil al mismo en los tanques.

La resolución de una emulsión requiere entonces tiempo para que transcurran:

- La floculación.
- La coalescencia.
- La completa separación de las dos fases.

Los tiempos de retención para la resolución. El tiempo operativamente conocido como "tiempo de retención, decantación o residencia y demulsificación" puede requerir desde segundos hasta horas y aun días.

Existe un "tiempo teórico" que se obtiene de dividir la capacidad del tanque de tratamiento por el caudal y existe también un "tiempo real o efectivo". Esto se debe a que la emulsión (o cualquier otro fluido) sigue un camino de menor

resistencia al flujo lo cual resulta en una modificación del tiempo de residencia "teórico". La diferencia entre ambos tiempos depende del diseño interior del equipo de tratamiento, si este es deficiente mayor será la diferencia.

Esta variable es la única que el operador de la PTC no puede controlar. El factor de cortocircuito es la corrección a los cálculos por este efecto.

El desalado del crudo. El agua coproducida con el petróleo se denomina salada porque en ella, en general, del 60 al 70 % de las sales disueltas están constituidas por cloruro de sodio, sal común o halita. Las gotas del agua dispersas en el petróleo tienen la salinidad del agua coproducida (el pasaje de la emulsión por un calentador puede concentrarla por evaporación del agua, pero esto no es frecuente).

El contenido de sal en cualquier volumen de una muestra de petróleo es, en general, solo función del contenido de agua salada remanente en el petróleo y de la salinidad del agua coproducida que puede variar desde nula hasta saturada.

Existen ciertos reservorios de petróleo asociados a rocas de origen químico (evaporitas) en los cuales es posible la existencia de sal sin agua, no son frecuentes.

El petróleo a la salida de un proceso de desemulsificación (deshidratación) puede contener 1 % de agua o menos.

Si el agua es de una salinidad de 200.000 mg/lit, un 1 % de agua indica que el petróleo contiene, aproximadamente 2.000 mg/lit de sales requiriéndose su

desalado porque el petróleo no cumple lo especificado en sales (usualmente 100 mg/lit).

Si, por otro lado, el agua es de una salinidad de 5.000 mg/lit, un 1% indicaría unos 50 mg/lit no siendo necesario desalar para la venta.

Se deshidrata para evitar transportar agua sin valor y se desala para evitar corrosión y problemas con los procesos de refinación (envenenamiento de catalizadores).

Dado que como ya se dijo, los químicos de tratamientos interactúan con las fases a tratar. Un producto que se requiera para tratar agua muy salada debe tener una mejor performance que uno estándar; estos químicos son llamados desplantas.

El proceso de desalado consiste en dos etapas:

1) Deshidratación, para reducir el agua remanente en el crudo a niveles de 0,2 a 1 % (tratamiento de la emulsión).

2) Desalación, que incluye los medios para incorporar agua dulce como diluyente de las "sales emulsionadas" y posteriormente deshidratar para reducir el contenido de agua al nivel especificado (fase de desalación).

La cantidad del "agua de desalado" requerida para alcanzar el nivel de sal admisible es función de:

- a) La salinidad del agua remanente.
- b) La cantidad de agua remanente luego de la primer etapa de deshidratación (variable de mayor efecto).
- c) La salinidad del agua de dilución.
- d) La eficiencia del mezclado agua dulce/petróleo.
- e) El limite de sal admitido en el crudo para la venta.

La eficiencia de mezclado es la relación % entre la cantidad del agua de dilución inyectada y la que realmente coalesce con las pequeñas gotas de agua salina remanente. Los dispositivos comerciales de mezclado tienen eficiencias del 70 - 85 %. Esta variable es la única sobre la que tiene control el operador.

La ley de Stokes y la decantación. Luego de logradas la floculación y la coalescencia, debemos dar un tiempo para la separación (decantación) del agua del petróleo.

La velocidad de la separación esta expresada, en una primera aproximación, por la ecuación de Stokes por:

$$V_S = \frac{2(\rho_2 - \rho_1) \cdot g \cdot r^2}{\mu_1}$$

Ecuación 34.

Donde:

V_S = Velocidad de sedimentación.

ρ_2 = Densidad del agua. (x).

ρ_1 = Densidad del petróleo. (x).

μ_1 = Viscosidad del crudo. (x).

r = Radio de gotas de agua.

(x) Propiedades a la temperatura del tratamiento.

En el siguiente cuadro se puede observar como varia la velocidad de sedimentación para gotas de diferente tamaño en función de la temperatura de operación.

Cuadro 2. Velocidad de sedimentación libre

Temperatura operativa		Velocidad de sedimentación libre (cm/seg) crudo de 12° API (0,986) y agua de 10.000 mg/lit de salinidad			
°F	°C	5 μ	20 μ	500 μ	1000 μ
150	65	$1,5 \times 10^{-7}$	$2,4 \times 10^{-6}$	$1,5 \times 10^{-5}$	$5,9 \times 10^{-3}$
200	93	$6,3 \times 10^{-7}$	$1,0 \times 10^{-5}$	$6,3 \times 10^{-3}$	$2,5 \times 10^{-2}$
250	121	$1,6 \times 10^{-6}$	$2,6 \times 10^{-5}$	$1,6 \times 10^{-2}$	$6,5 \times 10^{-2}$
300	148	$3,6 \times 10^{-6}$	$5,8 \times 10^{-5}$	$3,6 \times 10^{-2}$	$1,4 \times 10^{-1}$

Para tanques lavadores y otros separadores son velocidades típicas 2×10^{-2} cm/seg (4×10^{-2} pie/min).

Observando el cuadro se deduce que para poder sedimentar a velocidades operativas deberemos lograr gotas con diámetro no menor a 500 micrones si operamos los tanques separadores con fluido a 250 °F.

De los parámetros que intervienen en la ecuación 34, la densidad del petróleo es el parámetro de mayor influencia debido a su gran sensibilidad con la temperatura (el crudo del ejemplo tiene 5.000 cPoise a 100 °F y 100cPoise a 200 °F).

Esta brusca disminución de la viscosidad con la temperatura no es el caso para las diferencias de densidades. Puesto que los coeficientes de expansión térmica son muy semejantes para agua y petróleo, las curvas son casi paralelas aunque puede existir una temperatura a la cual ambas densidades se crucen ($\rho_2 - \rho_1 = 0$), donde, la decantación es nula.

1.2.2 Instalaciones para el tratamiento del crudo. Una instalación de tratamiento comienza con la separación de los fluidos provenientes del pozo en tres componentes, típicamente llamadas "fases" (petróleo, gas y agua) y sigue con el procesamiento de las tres fases para ponerlas "en especificación" de venta (gas y petróleo) o de reuso (agua).

La primer instalación es el separador donde el gas es "flasheado" de los líquidos (crudo y agua) y separado de los líquidos dependiendo de la presión de los fluidos puede ser conveniente emplear "separación en cascada" para lograr un petróleo estabilizado óptimo (velocidad o presión de vapor en especificación).

Los separadores pueden ser verticales u horizontales y bifásicos o trifásico (en producción usualmente son verticales y bifásicos). El gas separado sigue desde el separador a proceso (estabilización con ajuste de punto de rocío, deshidratación y/o remoción de gases ácidos).

El petróleo y su emulsión (junto al agua libre - no emulsionada) pasa a una etapa de separación de agua libre, para ello se emplea un separador bifásico (FWKO) donde el fluido llega con poco gas asociado o un tanque cortador (para cortar el agua libre).

A partir de allí, la función de la PTC es poner el crudo en especificación de sales, agua y en algunos casos presión de vapor.

Son valores contractuales usuales:

- Agua y sedimentos (basic sediment and water, BSyW): 0,5 - 3 %.
- Sales: 10 - 20 lbs/1.000 bbl (20 - 60 mg/lt).
- Presión de vapor Reid: 15 psig.

Existen diversos métodos para deshidratar crudos, los más empleados son los dinámicos entre los que se encuentran:

- Tanques cortadores (gun barrel).
- Tanques lavadores (wash tanks).
- Calentadores - tratadores (heaters - treaters).
- Separadores de agua libre (free water knockout).
- Separadores electrostáticos (electric traters).

El tanque cortador (GUN BARREL). Un "gun barrel" es un tanque tratador con flujo descendente central vertical que opera a presión atmosférica. Un GB típico tiene una cámara superior desgasificadora o bota en el tope.

La emulsión a tratar desciende por el centro hasta un dispersor (spreader) donde ingresa al nivel de agua buscando su camino de ascenso por flotación (diferencia de densidad) hasta el nivel superior de petróleo.

En general, no tienen calentamiento aunque en zonas frías son aislados térmicamente del exterior cuando el fluido ingresa a temperatura. Tienen un sifón lateral, vistos lateralmente presentan tres secciones verticales:

- Gas (superior).
- Petróleo (media, zona de decantación).
- Agua separada (zona de lavado o corte).

Los GB son, básicamente tanques sedimentadores, y existen un numero muy grande de diseños interiores.

El gas disuelto en la emulsión atenta contra la eficiencia del proceso de deshidratación por gravedad diferencial porque las burbujas de gas, al

liberarse "frenan" la decantación libre para evitar esto se incorpora la bota en la entrada.

Los tanques lavadores (WASH TANKS). Un tanque lavador (WT) esta diseñado para "lavar" la emulsión por pasaje, en su carrera ascendente, a través de un colchón acuoso de menor salinidad que la del agua emulsionada.

Es además, un tanque atmosférico que permite acelerar la decantación favoreciendo la coalescencia de las gotas de emulsión.

Como en los GB existen muchos diseños de WT y, en algunos casos, ambos pueden estar funcionando en uno solo.

En un WT la salinidad del colchón de agua debe ser controlada regularmente para que mantenga capacidad de dilución de agua salada.

Para ello debe alimentarse con agua dulce. En los tanques lavadores el crudo a tratar ingresa mediante un dispersor, por el fondo del tanque. Un *gun barrel* puede operar como *wash tank*.

Para el dimensionamiento de un WT debe tenerse en cuenta que la velocidad de ascenso del petróleo debe ser superior a la de sedimentación del agua para que el "lavado" sea eficiente. Como ya mencionamos, la temperatura del crudo a tratar es muy importante para lograr la eficiencia del proceso.

Calentadores - tratadores (HEATER TREATER). Un Heater Treater combina una sección de calentamiento del crudo a tratar con otra de coalescencia en un mismo equipo. Suelen instalarse aguas debajo de

separadores y FWKO, tienen tiempos de residencia de 3 a 5 minutos y son horizontales o verticales.

En un HT, vertical por ejemplo, la emulsión ingresa por la parte superior y viaja en caída vertical por un tubo hasta el dispersor que se aloja debajo de la línea del tubo de fuego.

La sección inferior obra de FWKO (de pequeño volumen), la emulsión asciende a través de la sección de coalescencia. Por la cabeza se elimina el gas liberado y se encuentra el rebalse de crudo tratado.

En HEATER TREATER de diseño avanzado se incorpora una sección coalescedora para acelerar el proceso. Un coalescedor es un medio mecánico (mallas o placas) que provoca la asociación entre gotas y su crecimiento dentro de la fase continua.

Un HT resume, en un solo equipo los efectos de químico, calor y decantación. Para ello reúne los siguientes elementos: una zona de separación gas – petróleo, una de separadores de agua libre (FWKO), un calentador, un tanque lavador, una sección filtrante, otra de estabilización y una tercera decantadora.

Los tratadores eléctricos. En el año 1908, una tubería para petróleo crudo de 4.000.000 de dólares americanos, cercana a la U. de California se hizo inoperable para la emulsificación de agua en el aceite. En esa época el Dr. Cottrel se encontraba desarrollando en la universidad su proceso de precipitación eléctrica de aerosoles (gotas muy finamente dispersas en un gas) con lo que participo del estudio del problema. Resolvió la emulsión aplicando un campo de alto voltaje y esa solución técnica se generalizo.

Aunque puede existir cierto predominio de tamaño de gota en una emulsión (distribución gaussiana) el mismo no es uniforme.

Entre las simplificaciones que aceptamos al plantear la ecuación de Stokes, existen dos que vale considerar a continuación:

1) Se aplica a partículas de forma esférica.

2) El ejemplo que citamos en el cuadro N° 2 asumió que sedimentaba un solo tamaño de gota en el tanque. Una mas ajustada aproximación para gotas de agua dispersas en petróleo fue propuesta por Rybczynski - Hadamard:

$$V_S = \frac{2 (\rho_2 - \rho_1) \cdot g \cdot r^2}{3 \mu_1} \left(\frac{\mu_w + \mu_o}{3 \mu_w + 2 \mu_o} \right)$$

Ecuación 35.

Donde:

μ_w = viscosidad del agua.

μ_o = viscosidad del petróleo.

Aunque es infrecuente, si $\mu_w \gg \mu_o$ la ecuación se transforma en la ecuación de Stokes.

En la mayoría de los casos, $\mu_o \gg \mu_w$ y V puede ser 50 % mayor que para una partícula esférica.

Sigue observándose sin embargo en ecuación 35, que las propiedades más importantes del fenómeno de sedimentación son la diferencia de densidad entre fases y la viscosidad de la fase continua.

Para apreciar el efecto de estas variables veamos un ejemplo simple que surge de apreciar Stokes; supongamos que alimentamos un equipo deshidratador a un caudal suficiente para lograr sedimentar totalmente gotas de 1,4 μm . Con una estimulación térmica del doble ($(\rho_2 - \rho_1)/\mu$ se baja a la mitad), cabría esperar una mejora de remoción de tamaño de gotas hasta 1,0 μm . Por otro lado si la alimentación cambiase a gotas predominando en 1,0 μm , deberíamos estimular térmicamente el fluido de entrada en un 50 % para alcanzar niveles iguales de BSW de entrega.

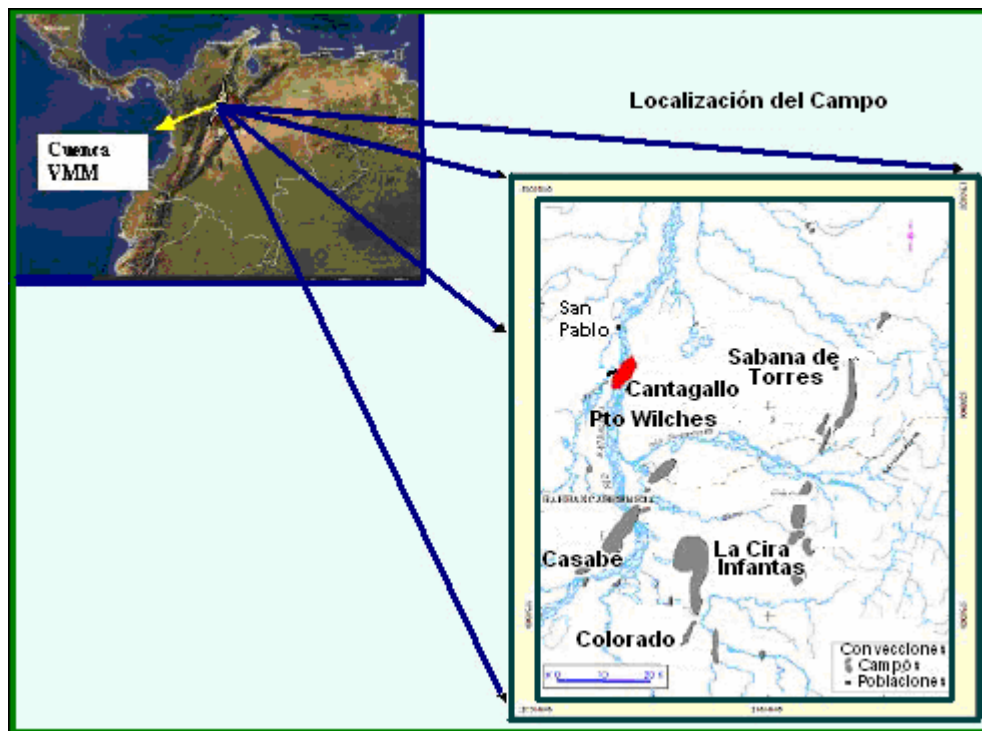
Un tratador electrostático tiene, en la sección de coalescencia una sección con electrodos que generan un campo electrostático de CA o CC el cual promueve la coalescencia de las gotas de agua. En el interior de un campo de alto voltaje una gota aislada se transforma en un dipolo inducido (partícula con carga positiva y negativas orientadas). Dos gotas atraídas por el dipolo (las cargas opuestas se atraen), coalescen entre si y crecen.

2. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO DE TRATAMIENTO Y RECOLECCIÓN DE LA PLANTA DEL CAMPO CANTAGALLO

2.1 GENERALIDADES DEL CAMPO

Localización. El Campo Yariguí – Cantagallo, localizado en la sección Noroccidental de la Cuenca del Valle Medio del Magdalena, en territorio de los departamentos de Santander y Bolívar, entre las márgenes oriental y occidental del Río Magdalena (Figura 10), fue descubierto en 1943 con la perforación y terminación del pozo Cimitarra-2 (Cantagallo–2) en las arenas Cantagallo, B y C.

Figura 10. Localización del Campo Cantagallo.



Fuente: Tomada y modificada de ECOPETROL S.A.

Desarrollo del Campo. Desde que se inició su desarrollo en septiembre de 1943 hasta Diciembre de 2005, el Campo ha producido bajo desarrollo primario, en él se han realizado tres campañas de perforación y se han perforado 105 pozos (25 en Cantagallo y 80 en Yariguí), de los cuales 86 pozos fueron productores comerciales y 19 se abandonaron, cinco (5) de ellos por problemas mecánicos durante la perforación (CG-5, YR- 1, 2, 6 y 50), seis (6) porque fueron perforados en el bloque levantado de la falla de Cantagallo (CG- 1, 3, 9, 16, 20 y YR- 40) y ocho (8) porque fueron declarados productores no comerciales (CG- 7, 8, 11 y YR- 7, 8, 12, 32, 33). De los 105 pozos perforados, 17 (CG-8, 4, 14, 66, 3, 2, 58, 19, 5, 18, 4, 15, 17, 23, 3, 13 y 1) alcanzaron la discordancia del Eoceno Medio y 7 (CG-4, 8, 14, 15 y YR-1, 3 y 66) penetraron la Formación La Luna de la secuencia cretácea, siendo el CG-14 el que más espesor perforó, 1500 pies, de los cuales se logró una producción de 150 BOPD en las pruebas iniciales de el Miembro Salada.

Los pozos en su mayoría son direccionales y fueron perforados desde islas naturales o construidas artificialmente, debido a que los yacimientos se encuentran debajo del río Magdalena. Inicialmente, produjeron por flujo natural por un periodo de tiempo relativamente corto, debido principalmente a su baja relación gas – aceite inicial y en general al escaso empuje hidráulico (excepto el Bloque IV), por lo tanto fue necesario producir los yacimientos con sistemas de levantamiento artificial, en su orden se utilizaron: gas – lift, bombeo mecánico, bombeo hidráulico y recientemente bombeo electro sumergible. Actualmente (Diciembre de 2005), el 87% de los pozos (54 pozos) producen por bombeo mecánico y el 13% (8 pozos) por bombeo electro sumergible (BES).

Inicialmente, para la explotación de los yacimientos se cañoneó las arenas Cantagallo (CG), sin excluir pequeñas intercalaciones de arcillas. Solo en los

pozos que resultaron improductivos o no comerciales en esas arenas, se cañonearon las arenas C y en menor proporción las arenas B (producción conjunta). Posteriormente, debido básicamente a la declinación de los pozos en las arenas CG, el 86% de los pozos se completó en las arenas C o B y produce conjuntamente las zonas en la mayoría de ellos. Recientemente, se recompletó el pozo CG-7 (considerado no comercial en los años 40) en las arenas Cantagallo y las arenas C, y está produciendo 53 BOPD con 18% de BSW. Actualmente (Diciembre de 2005), hay 62 pozos productores activos, de los cuales 13 producen de las arenas Cantagallo, siete de las arenas C, dos de las arenas B, 31 producen conjuntamente de las arenas C y CG, uno de las arenas B y CG, cuatro de las arenas B, C y CG y cuatro de las arenas B y C.

El Campo alcanzó su máximo desarrollo en agosto de 1962, con una producción de 20340 BOPD, un BSW del 2% y con 43 pozos activos. La producción actual (Diciembre de 2005) de petróleo del Campo es de 9762 BOPD, de los cuales las arenas Cantagallo aportan el 61% de la producción con 5968 BOPD. La producción de agua y gas es 3150 BWPD y 3.54 MPCD respectivamente, el corte de agua promedio (BSW) de 24% y la relación gas aceite (GOR) de 363 SCF/BL.

2.2 ETAPAS DE TRATAMIENTO DEL CRUDO EN EL CAMPO CANTAGALLO

Este proceso consiste en realizar los ajustes pertinentes al crudo con el fin de alcanzar las especificaciones de calidad requeridas para el transporte por oleoductos y exigencias de refinería. En esta etapa se realizan básicamente dos procesos: deshidratación y desalado, que permiten eliminar sedimentos, agua, impurezas y sal al crudo para su posterior envío a refinación. Además, se realiza el seguimiento al proceso mediante las condiciones de operación

para asegurar la calidad del producto, de acuerdo a la capacidad de producción y a los equipos disponibles en esta planta de tratamiento.

A continuación se describe en forma detallada cada una de las etapas que conforman el proceso actual de tratamiento de crudo de la isla VI, del Campo Cantagallo y las principales características que lo conforman.

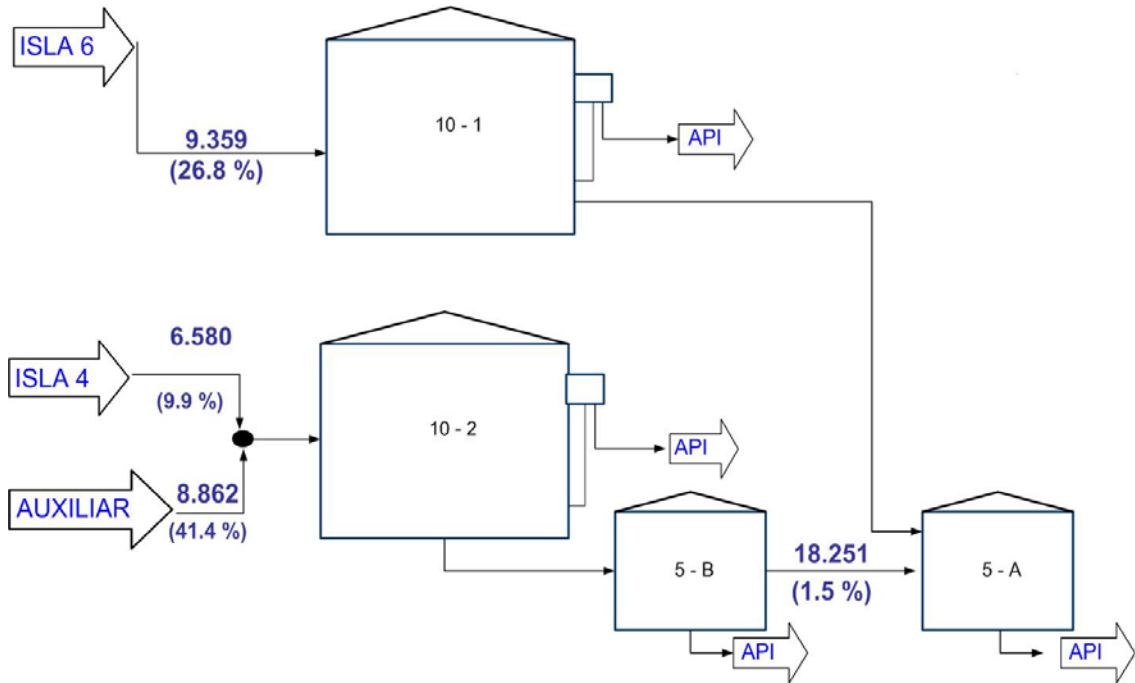
2.2.1 Deshidratación. En la planta deshidratadora isla VI, figura 11, se realiza el tratamiento a los líquidos (crudo y agua) libres de gas obtenidos en los separadores bifásicos (varios y de prueba) de cada una de las estaciones de recolección. El proceso de deshidratación inicia con la recepción de los fluidos en los Gun Barrel con capacidad de 10.000 barriles cada uno, así:

Tanque 10-1: este tanque recibe la producción de isla VI, tiene una altura de 9.50 metros. El rebose (a 8.05 metros de altura) de este tanque fluye por una línea de 10" hacia el tanque 5-A.

Tanque 10-2: este tanque recibe la producción proveniente de las estaciones auxiliar e isla IV, tiene una altura de 9.51 metros. El rebose (a 8.05 metros de altura) de este tanque fluye por una línea de 10" hacia el tanque 5-B.

El proceso inicia con el rebose de aceite con menor contenido de agua proveniente de los Gun Barrel, hacia los tanques colectores, como se mencionó anteriormente, logrando el objetivo, de reducir el contenido de agua, por segregación gravitacional.

Figura 11. Esquema proceso de deshidratación



Los Gun Barrel y los tanques 5-A y 5-B cuentan con distribuidores internos que permiten repartir el flujo de entrada utilizando la mayor parte del área transversal, con el objeto de reducir al máximo las zonas muertas e incrementar el tiempo de residencia de los fluidos para obtener una mayor separación de agua. La eficiencia de deshidratación de estos tanques debe ser superior al 80% teniendo en cuenta las condiciones de flujo promedio diario y flujos puntuales máximos esperados, para garantizar la calidad de las corrientes efluentes.

Cada uno de los Gun Barrel cuenta con dos salidas principales, la primera corresponde al rebose de crudo conformado por un sistema de cuatro colectores ubicados a una altura de aproximadamente 8.05 metros desde el

fondo del tanque e instalados en los cuatro extremos (0°, 90°, 180° y 270°) para permitir movimiento ascendente del fluido por toda el área del tanque; a través de estos colectores fluye el aceite con menor contenido de agua hacia una línea de 10" que recibe el caudal de crudo de los dos Gun Barrel y lo conduce hasta los tanques 5-A y 5-B, respectivamente. La segunda salida corresponde al drenaje de agua realizado en forma automática por medio de una pierna barométrica que garantiza un nivel de interfase agua / crudo muy estable dentro del tanque.

Adicionalmente, los Gun Barrel cuentan con salidas laterales en líneas externas de ½ pulgada de diámetro, ubicadas a diferentes alturas y con algunas toma muestras, que permiten monitorear el nivel de interfase y evaluar detalladamente el proceso de deshidratación llevado a cabo en cada tanque. El desempeño adecuado de estos equipos en el proceso debe garantizar que el agua drenada por la pierna barométrica presente un contenido de grasas y aceites inferior a 1.000 ppm y el BS&W del crudo en la línea de 10" que conduce el fluido hacia los tanques 5-A y 5-B no supere el 3.0%. Estos valores se alcanzan siempre y cuando se realice una dosificación adecuada del producto desemulsificante en las estaciones de recolección.

Al igual que los Gun Barrel, el tanque 5-B cuenta con un colector de las mismas características para el rebose del crudo hacia el tanque 5-A, sin embargo, el drenaje del agua se realiza manualmente y no en forma automática por pierna barométrica. Por otra parte, el tanque 5-A no posee sistema de distribución, ni colector, porque es utilizado como tanque de succión para la bomba que envía el crudo al sistema de desalado. El BS&W del crudo en la línea de succión de esta bomba no debe superar el 2.0%.

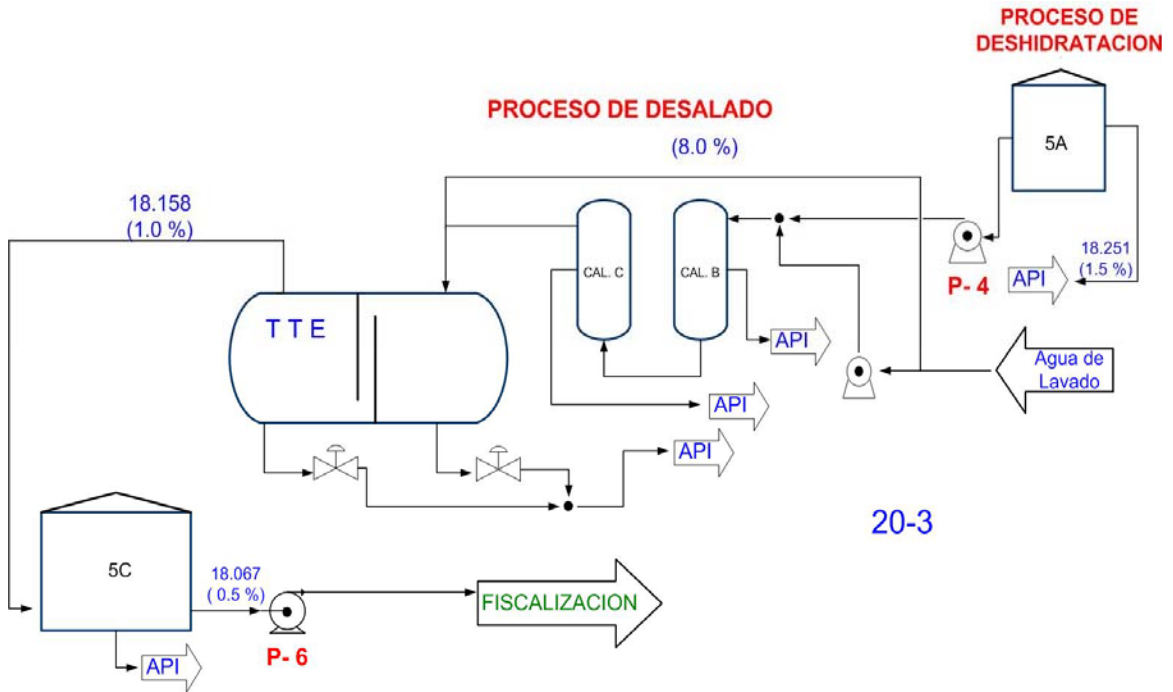
2.2.2 Desalado. En esta etapa ingresa el crudo con bajo porcentaje de agua, pero con gran porcentaje de sal, para lo cual se realiza un proceso que consiste en realizar un lavado del crudo con agua fresca para reducir el contenido de sal remanente después de la deshidratación y con ello alcanzar las condiciones mínimas de calidad exigidas para transporte y refinación.

El fluido es succionado del tanque 5-A e impulsado hacia el sistema de calentadores por la bomba P4/P5, como se ve en la figura 12. El control de flujo a la descarga de estas bombas se realiza manualmente por estrangulamiento de la válvula de compuerta ubicada en la línea de descarga, con el objeto de evitar altas velocidades de flujo a través de los calentadores haciendo menos eficiente el proceso e incrementando el BS&W en el crudo a la salida de tratamiento.

El agua de lavado proviene de un pozo ubicado dentro de las instalaciones de la planta de tratamiento y es almacenada en un tanque elevado del cual es succiona por la bomba P1/P1A que inyecta el agua al proceso en el múltiple de entrada a los calentadores.

Actualmente, se cuenta con un tratador termo-electrostático (TTE) como equipo principal para realizar este proceso y también se cuenta con tres calentadores (de los cuales solo funcionan B y C, el calentador A se encuentra en reparación) como alternativa en caso de falla o por mantenimiento del TTE. A la entrada de cada equipo (TTE y calentadores) fue instalado un sistema de homogeneización, con el fin de mejorar la eficiencia de desalado, reducir la formación de emulsiones por alto esfuerzo de corte, reducir el arrastre de crudo en el agua de descarte y disminuir el contenido de agua en el crudo a la salida del sistema.

Figura 12. Esquema del proceso de desalado



El proceso de tratamiento en los tratadores termo-electrostáticos comprende dos componentes principales, la velocidad de sedimentación como efecto de la diferencia de densidades y la coalescencia de las gotas de agua generada por el campo electrostático creado entre las placas de las pantallas energizadas.

La naturaleza polar del agua con los dos átomos de hidrogeno (polo positivo) formando un ángulo de 105° que tiene como vértice el átomo de oxígeno (polo negativo) permite a la molécula orientarse dentro de un campo electrostático, haciendo posible el fenómeno de coalescencia.

El tratador está dividido en dos partes (ver figura 13), la primera corresponde a la sección térmica provista de calentadores tubulares ó tubos de fuego, esta sección se subdivide en dos cámaras separadas por bafles y

comunicadas por la parte inferior. En la segunda sección se encuentran las rejillas encargadas de crear el campo electrostático. La corriente ingresa al tratador por la parte superior de la primera cámara de la sección térmica y es distribuida por una platina deflectora. El flujo a través de la primera cámara es descendente y en la segunda es ascendente, facilitando la separación del agua. Posteriormente, la emulsión caliente fluye a través de un distribuidor instalado en el fondo de la sección electrostática y luego asciende por las rejillas electrificadas.

El incremento de temperatura y el campo electrostático dentro del tratador favorecen la separación para obtener un crudo con bajo contenido de agua. El crudo que sale del sistema de desalado pasa al tanque 5-C de 5.000 barriles, donde tiene un tiempo de residencia que le permite alcanzar las condiciones exigidas en cuanto a BS&W para finalmente ser enviados a fiscalización con la bomba P6. Los calentadores B y C cuentan con distribuidor y colector, con el objeto de evitar cortos circuitos de flujo, permitiendo incrementar el tiempo de residencia y mejorar el rendimiento; sin embargo, su capacidad de tratamiento es inferior al volumen de flujo manejado en la planta deshidratadora, debido al incremento de producción alcanzado durante los últimos años.

El tratador termo-electrostático y los calentadores cuentan con válvulas proporcionales que controlan el drenaje de agua utilizando el diferencial de presión de la columna hidrostática como sistema controlador.

Con el fin de reducir el contenido de agua y sedimentos (BS&W) y la concentración de sal para alcanzar los parámetros exigidos, el fluido tiene un tiempo de residencia adicional en el tanque 5-C, favorecido por el incremento en temperatura logrado en el TTE. Finalmente, el crudo tratado es succionado del tanque 5-C por la bomba P6 y enviado a fiscalización.

2.3 DESCRIPCIÓN DE LAS FACILIDADES

Para el desarrollo de las operaciones de producción referentes a la planta deshidratadora es necesario emplear recursos humanos y de equipos para cumplir con los requerimientos de estándares de producción de crudo.

Por tal razón, es indispensable contar con un seguimiento de los sistemas y facilidades existentes en la planta para regular y controlar las variables del proceso de acuerdo con la operación específica a realizar en las sub.-divisiones de la planta como tal. Por consiguiente, en la isla VI, existen facilidades encargadas de proporcionar los medios necesarios para el correcto funcionamiento del proceso de tratamiento de crudo.

Estas facilidades se encuentran agrupadas en sistemas operativos que son:

- Almacenamiento
- Calentamiento
- Bombeo
- Tratamiento de aguas residuales
- Contra-incendio: necesario para atender eventualidades que involucren conflagraciones.

2.3.1 Sistema de almacenamiento. Este sistema cuenta con una capacidad nominal total de 135.000 barriles distribuidos en ocho (8) tanques soldados, cilíndricos de techo cónico fijo, como se describe en el cuadro 5. Algunos de ellos son utilizados como etapas intermedias del proceso de tratamiento y otros para la fiscalización del crudo.

Cuadro 3. Distribución sistema de almacenamiento.

TANQUE	CAPACIDAD NOMINAL (BARRILES)	DIAMETRO (m)	ALTURA (m)	ALTURA MAXIMA DE LLENADO (bls)	SERVICIO
5-A	5.000	12,20	7,70	3/4 ó 85%	Tratamiento
5-B	5.000	12,56	7,80	3/4 ó 85%	Tratamiento
5-C	5.000	12,80	7,75	3/4 ó 85%	Tratamiento
10-1	10.000	15,48	9,45	3/4 ó 85%	Tratamiento
10-2	10.000	15,40	9,51	3/4 ó 85%	Tratamiento
20-3	20.000	21,24	9,37	20466.85 bls	Tratamiento/ Fiscalización
40-1	40.000	25,20	15,18	43268.68 bls	Tratamiento
40-2	40.000	24,50	15,31	43225.26 bls	Tratamiento

Fuente: Información de ECOPETROL S.A.

A continuación, se presenta un breve resumen de los tanques de almacenamiento *Gun Barrel*, los cuales son llenados por medio de bombas de desplazamiento positivo (P4 y P5):

Tanque 10-1: este tanque recibe la producción de isla VI, tiene una altura de 9.50 metros. El rebose (a 8.05 metros de altura) de este tanque fluye por una línea de 10" hacia el tanque 5-A.

Tanque 10-2: este tanque recibe la producción proveniente de las estaciones auxiliar e isla IV, tiene una altura de 9.51 metros. El rebose (a 8.05 metros de altura) de este tanque fluye por una línea de 10" hacia el tanque 5-B.

Los tres (3) tanques de 5.000 barriles son etapas intermedias del proceso de tratamiento:

Tanque 5-A: este tanque tiene capacidad de almacenamiento de 5000 barriles de crudo, altura de 7.70 metros y el tubo de succión se encuentra ubicado a 1.20 metros de altura. En este tanque se realiza el proceso de deshidratación térmica. Este es succionado por la bomba P4 ó P5.

Tanque 5-B: este tanque tiene capacidad de almacenamiento de 5000 barriles de crudo, altura de 7.80 metros y rebosa al tanque 5-A en una altura de rebose de 6.0 metros.

Tanque 5-C: este tanque tiene capacidad de almacenamiento de 5000 barriles de crudo, altura de 7,75 metros. Este tanque es succionado por la bomba P6 y presenta dos posibles alturas de succión: a 4,50 metros y a 60 centímetros.

Los dos (2) tanques de 40.000 barriles se utilizan para fiscalizar la totalidad del crudo producido en el campo. El tanque 20-3 tiene doble funcionalidad, es decir, puede ser utilizado como última etapa de tratamiento cuando el contenido de agua y sedimentos (BS&W) es mayor a 0,5% a la salida del tanque 5-C ó para fiscalización en los demás casos.

2.3.2 Sistema de calentamiento. Este sistema está compuesto por cuatro equipos, un tratador termo-electrostático como herramienta principal del proceso de tratamiento y tres (3) calentadores o tratadores térmicos A, B y C, de los cuales sólo se encuentran en funcionamiento B y C, mediante los cuales se lleva a cabo el desalado del crudo (El calentador A se encuentra fuera de servicio).

Actualmente los calentadores que se encuentran en el campo no cuentan con un suministro de aire, el combustible se quema con el aire que provee el ambiente, el cual no es suficiente, dando lugar a una combustión incompleta,

provocando que no se obtenga el máximo poder calorífico de combustible y muchas veces se obtenga una temperatura de calentamiento por de bajo de la adecuada, esto implica trabajar con valores de viscosidad que conllevan a ineficiencias de procesos.

El tratador termo-electrostático (TTE) es el equipo principal del sistema, es decir, en condiciones de operación normal, este equipo debería cumplir con la totalidad del proceso de desalado. En la actualidad la eficiencia del proceso cuando se emplea solo el TTE no es suficiente para alcanzar los parámetros de calidad exigidos por la refinería. Por tal razón, actualmente se emplea los dos calentadores junto con el TTE debido a la magnitud y características de la producción de crudo.

Tratador Termo-Electrostático. El propósito fundamental de los tratadores térmicos electrostáticos utilizados en el procesamiento de crudo es proporcionar separación de gas, realizar la remoción de agua libre, y favorecer la coalescencia de partículas de agua atrapadas para cumplir especificaciones en el crudo de entrega a refinería. Para alcanzar el desempeño óptimo se requiere que los volúmenes y las especificaciones de los fluidos que manejan estén dentro de los parámetros de diseño originales del equipo.

Los tratadores térmicos electrostáticos constan principalmente de dos etapas: la etapa de Calentamiento y la etapa de Coalescencia. En la etapa de Calentamiento los fluidos de producción son sometidos a la acción del calor mediante un sistema de combustión a una temperatura establecida. En esta zona se busca la inestabilización y posterior rompimiento de la emulsión mediante el calentamiento de las fases, de tal manera que los fluidos producidos son llevados hasta una temperatura cercana a los 160° F, lo cual produce un aumento en las diferencia de densidades entre el crudo y el agua

y una reducción de las viscosidades, haciendo que las gotas dispersas de agua puedan precipitarse por gravedad. De igual manera en esta zona se presenta una etapa de lavado de crudo debido a que el flujo de entrada al recipiente es descargado directamente en el agua, de manera que la afinidad existente entre las gotas dispersas y el agua en el tratador faciliten la separación en esta primera etapa. Un factor muy importante a tener en cuenta es que esta etapa es la encargada de remover el gas que se produce durante el calentamiento del crudo el cual sirve para estabilizar la presión del recipiente. Por consiguiente en la etapa de calentamiento del tratador se presentan las tres fases crudo, gas y agua distribuidas en capas desde el fondo hacia la parte superior del recipiente de la siguiente manera:

Zona o colchón de agua, zona de calentamiento de crudo y zona de gas (cobijamiento). Figura 13.

En etapa de Coalescencia, el crudo lleva menor cantidad de agua y en tamaños de partículas menores. El crudo es pasado a través de un campo eléctrico el cual hace que las gotas de agua choquen entre si aumentando de tamaño (fenómeno de coalescencia) para finalmente precipitarse por gravedad al fondo del recipiente. Esta acumulación de agua en el fondo del recipiente es retirada utilizando para esto líneas de drenaje en el fondo del recipiente. En esta zona se debe evitar la presencia de gas para prevenir problemas de chispa y posterior explosión del tratador. Se debe establecer el límite operativo de presión del tratador por encima de la presión de burbuja del crudo a la temperatura de operación para evitar la formación de gas en la sección de coalescencia.

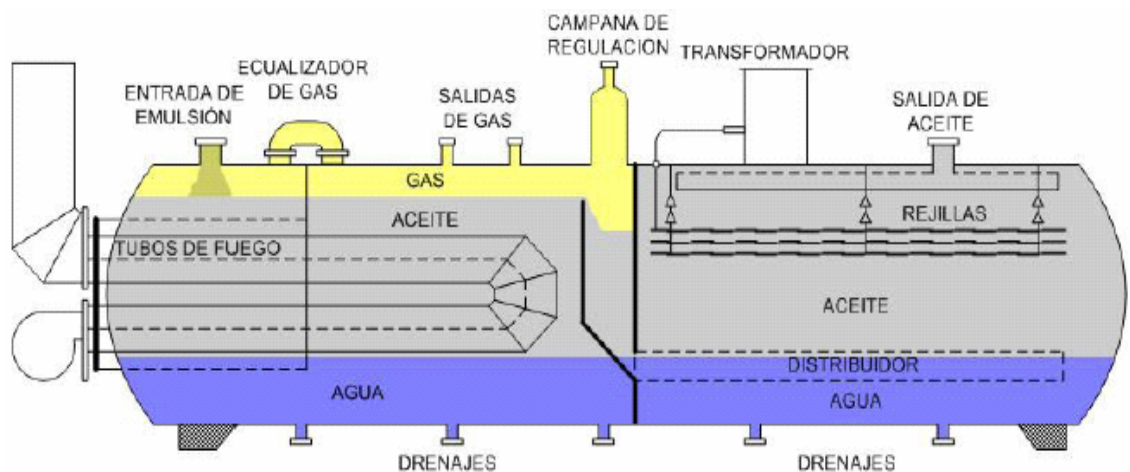
Para la generación del Campo eléctrico el tratador termo electrostático (TTE) tiene un transformador amplificador de voltaje el cual eleva el suministro de 440 VAC, proveniente de la subestación eléctrica hasta un voltaje de 16000-

23000VAC. A la salida del transformador un rectificador de onda convierte la señal de corriente alterna en corriente continua, para alimentar las parrillas electrostáticas.

En la planta deshidratadora de Isla VI, la corriente de entrada al tratador, proveniente de los tanques *Gun barrel*, TK-10-1 y TK-10-2 tiene un BS&W promedio del 2%, antes de entrar al Tratador, se adiciona entre un 8% y 10% de agua fresca con el fin de efectuar el lavado del crudo y la remoción de sal. En condiciones normales de operación el BS&W del crudo a la salida del tratador debe ser menor al 1% con valores que oscilan entre 0.2% hasta el 1%.

A continuación se observa un diagrama del tratador térmico-electrostático en el cual se especifica la distribución de las fases de la corriente de entrada, en las secciones internas. (Ver Figura 13):

Figura 13. Diagrama interno de distribución de fases en el tratador.

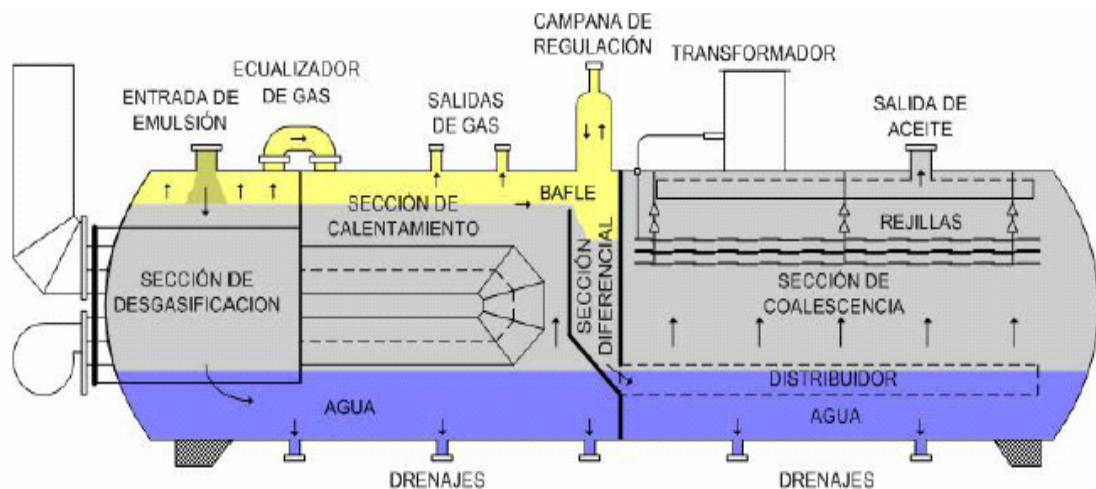


Flujo del proceso en el tratador: en esta sección se explica en detalle el proceso normal del flujo a través del tratador, en la figura 14 se muestra el diagrama interno del tratador y la dirección del flujo de crudo.

Separación inicial del gas: el fluido producido ingresa a la unidad de proceso por encima de los tubos de fuego en la entrada de la sección de desgasificación. El gas libre es liberado desde la corriente y es igualado a través de una entrada en las áreas de calentamiento y desgasificación del tratador. (Ver figura 14).

La sección de desgasificación esta separada de la sección de calentamiento mediante baffles o pantallas fijas. El fluido se precipita por el área de desgasificación e ingresa a la sección de calentamiento debajo de los tubos de fuego donde el agua libre es liberada para descarga.

Figura 14. Diagrama de flujo interno del tratador



Remoción de agua libre: el nivel de agua en la sección de calentamiento es mantenido por un control de interfase el cual opera una válvula de descarga de agua en las líneas de drenaje.

Calentamiento y desgasificación final: el aceite y el agua remanente entran por arriba alrededor de los tubos de fuego, donde la temperatura requerida es alcanzada. El incremento en la temperatura de aceite liberará gas que luego será unido al gas libre de la sección de entrada y es descargado desde el tratador a través de una válvula de control auto-regulada. El nivel del fluido es mantenido en esta sección por la altura de un baffle ó pantalla fija. El aceite y el agua remanente deben pasar por encima de esta pantalla hacia la cámara de control de aceite diferencial.

Sección de control de aceite diferencial: esta sección esta localizada entre las secciones de calentamiento y coalescencia del tratador. Los fluidos entran a la cámara pasando sobre la pantalla (baffle) de la sección de calentamiento. Esta cámara tiene un control de nivel de aceite el cual es activado por el incremento en el fluido que entra.

El control opera la válvula de descarga de aceite del tratador. El fluido luego viaja hacia abajo cerca del fondo de la cámara de aceite de control diferencial donde están localizados las aperturas a los distribuidores de la sección de coalescencia.

Sección de coalescencia: el aceite y el agua remanente entran a la sección de coalescencia desde la cámara de control de aceite diferencial a través de unos distribuidores de orificios medidos. Los distribuidores al forzar el fluido a pasar por los orificios medidos permiten que el agua libre ó los sólidos caigan y se unan con el agua en esta sección del tratador. El nivel de agua es mantenido por un control de interfase el cual opera una válvula de descarga

de agua en las líneas de drenaje. El aceite y el agua remanente fluyen hacia arriba y son uniformemente distribuidos para utilizar totalmente el área de la sección de coalescencia. Cuando el aceite y el agua entran en contacto con el campo eléctrico en el área de las rejillas electrostáticas se produce el fenómeno de coalescencia. El agua liberada se precipita dentro del recipiente por acción de la gravedad y el aceite limpio continua subiendo hasta el tope de la vasija donde es descargado a través de la válvula de control de salida del tratador.

Especificaciones del tratador Termo-Electrostático. En esta sección se especifican algunos parámetros físicos y dimensiones de diseño del tratador, así como los componentes de los sistemas de control y la instrumentación instalada, explicando su funcionamiento dentro de los procesos que se llevan a cabo en el tratamiento del crudo.

Adicionalmente se tiene una guía de problemas operacionales con sus posibles causas y soluciones.

A continuación se presenta un listado de las dimensiones y características físicas del tratador:

Cuadro 4. Características del tratador termo electroestático

CARACTERÍSTICA O DIMENSIÓN	VALOR
Tipo	Termo-electrostático
Material de construcción	Acero SA – 516 -70 V
Peso vacío	71000 Libras
Espesor	3/8 Pulgadas
Diámetro interno	10 Pies
Volumen	540 Barriles
Longitud total	40 Pies

CARACTERÍSTICA O DIMENSIÓN	VALOR
Longitud del casco, sin tapas	35 Pies
Longitud de las cabezas elípticas	2 Pies, 10 Pulgadas
Diámetro de los tubos de fuego	24 Pulgadas
Longitud de los tubos de fuego	15 Pies
Espesor de los tubos de fuego	1/8 Pulgadas
Altura de las chimeneas	35 Pies, (8.85m)
Diámetro de la Línea de entrada de aceite	6 Pulgadas
Diámetro de la línea de salida de aceite	6 Pulgadas
Diámetro de la línea de salida de gas	2 Pulgadas
Diámetro de la línea de drenaje de agua de calentamiento	3 Pulgadas
Diámetro de la línea de drenaje de agua de coalescencia	3 Pulgadas
Presión de operación	20 Psig. @ 160°F
Presión de diseño	75 Psig. @ 225°F
Temperatura de operación	160°F
Temperatura de diseño	250°F
Tiempo de retención promedio	1.3 horas
Diámetro interno	10'
Longitud total	45'
Flujo de aceite	20.000 BPD
Flujo de agua	4.500 BPD
Gravedad del aceite	28 a 30 °API

Especificaciones de los Calentadores:

Cuadro 5. Características Calentadores

Característica ó Dimensión	Valor
Fabricante	National Tank Co, Tuesa Okla U.S.A.
Medidas	10" * 22" -6"
W.P	75 PSI
T.P	113 PSI
SER	H10-133
Capacidad	6.000.000 RTU / HP

2.3.3 Sistema de bombeo. Para realizar el respectivo bombeo a cada una de las etapas del proceso se cuenta con (5) cinco bombas que se encarga de transferir los fluidos entre tanques que conforman en conjunto el sistema de deshidratación, desalado y fiscalización. Estas bombas permiten inyectar agua al proceso de desalado, llevar el crudo de la etapa de deshidratación a desalado, llevar el crudo a los tanques de fiscalización y realizar proceso de trasiego de crudo entre tanques, entre otras operaciones.

A continuación se presentan las características de las bombas antes mencionadas con la respectiva indicación del servicio que prestan:

Cuadro 6. Características de las bombas

EQUIPO	BOMBA	MOTOR	SERVICIO
P-1	BYRON-JACKSON SIZE: 2*33131/ 4L SERIAL No. 861-V 0216 ROT: CCW GPM: 50 HD FT: 600 RPM: 3600	GENERAL ELECTRIC MODEL: 5K365CN308P HP: 50 RPM:1180 VOLT: 460 V AMP:4.5 A SERVICE FACTOR: 1.6 PHASE : 3 F: 60 HZ	AGUA FRESCA A DESALADO
P-1A	BYRON-JACKSON SIZE: 2*33131/ 4L SERIAL No. 861-V 0216 ROT: CCW GPM: 50 HD FT: 600 RPM: 3600	WESTINGHOUSE PHASE: 3 CYCLES: 60 SERIAL: 8008 HP: 75 RPM: 3560 VOLT: 460 V AMP: 85 A	AGUA FRESCA A DESALADO

EQUIPO	BOMBA	MOTOR	SERVICIO
P-4	MISSION 1-7/8 SIZE: 5*6C FIG No. C5800-56 SERIE: N1461	GENERAL ELECTRIC MODEL: 5K4405A21 HP: 75 RPM:1770 VOLT: 440 V CYCLES:60 SERVICE FACTOR: 1.5 PHASE : 3	CRUDO A DESALADO
P-5	WORTHINTONG SERIAL: 448299 SYMBOL: 6GR MODEL: M3114 SER: 2	GENERAL ELECTRIC MODEL: 5K365CN308P HP: 50 RPM:1180 VOLT: 460 V AMP:63.5 A SERVICE FACTOR: 1.6 PHASE : 3	CRUDO A DESALADO
P-6	WORTHINTONG SERIAL: 448299 SYMBOL: 6GR MODEL: M3114 SER: 2	GENERAL ELECTRIC MODEL: 5K365CN308P HP: 50 RPM:1180 VOLT: 460 V AMP:63.5 A SERVICE FACTOR: 1.6 PHASE : 3	CRUDO A FISCALIZACIÓN

Actualmente, se encuentra en funcionamiento para inyección de agua en lo referente al proceso de desalado la bomba P1, la cual cuenta con su

respectiva bomba de relevo (P-1A). Para el proceso de succión de crudo se encuentra en funcionamiento la bomba P4 como bomba de succión de tanques, la cual posee bomba de relevo (P5). Esta bomba de desplazamiento positivo succiona de tanque 5-A para enviar el fluido al proceso de desalado, tiene la capacidad de aumentar la descarga al abrirse o disminuirla al cerrarse.

Para el caso de By-pass, las válvulas son de desplazamiento positivo, las cuales pueden abrirse para disminuir la descarga y cerrarse para aumentarla. La bomba P6 se encarga de succionar del tanque 5-C al fondo del tratador del proceso y enviar el crudo a los tanques de fiscalización.

3. METODOLOGÍA EMPLEADA PARA EVALUAR LOS EFECTOS DE LA VISCOSIDAD Y CONTENIDO DE AGUA EN EL TRATAMIENTO DEL CRUDO CANTAGALLO

A continuación se describe la metodología empleada para determinar los efectos de la viscosidad y contenido de agua en el tratamiento del crudo en el campo Cantagallo.

1. Realización de un seguimiento operacional:

1.1 Identificar las fases de deshidratación y desalado, y las corrientes finales de tales fases, ver fig 15. Para este proyecto, tales corrientes son las salidas de las bombas P4 y P6 respectivamente.

1.2 Toma de datos:

1.2.1 Tomar datos de la corriente líquida principal de entrada y salida de la fase de deshidratación.

1.2.2 Tomar datos de la corriente líquida principal de salida de la fase de desalado y el caudal de inyección a tal fase.

1.2.3 Tomar datos de BS&W y porcentaje de sal provenientes de la corriente de salida de la fase de deshidratación.

1.2.4 Tomar datos de temperatura del proceso, BS&W y porcentaje de sal provenientes de la corriente de salida de la fase de desalado.

2. Definir estándares de eficiencias e identificar las ineficiencias que estén por debajo de dichos estándares deshidratación y desalado y clasificarlas.

3. Realizar una revisión de cada una de las etapas de producción involucradas en el proceso para identificar aquellos eventos que hubiesen podido influenciar la presencia de ineficiencias.

4. Clasificar las eficiencias que estén por debajo de los estándares en: ineficiencias por temperaturas y otras; para este proyecto las ineficiencias fueron identificadas por temperatura y por presencias de sustancias ajenas al fluido de tratamiento.

4.1 La identificación de ineficiencias por temperatura se tiene en cuenta el efecto directo de esta variable en la viscosidad del fluido tratado y el efecto de la viscosidad y el contenido de agua expresado en BS&W en el diámetro de partícula de asentamiento.

4.2 La identificación de ineficiencias por otros se refiere a las causas por factores distintos a la temperatura, que afectan en comportamiento de viscosidad del fluido. Para este proyecto se identificaron ineficiencias por presencias de sustancias distintas al fluido de tratamiento.

5. Realizar un soporte conceptual que permita establecer la presencia de las ineficiencias encontradas.

6. Realizar recomendaciones que permitan mejorar el proceso del tratamiento de deshidratación, con el propósito de eliminar o disminuir considerablemente las ineficiencias existentes o que se pueden presentar, como por ejemplo las recomendaciones reportadas en el capítulo 7 de este proyecto.

4. SEGUIMIENTO OPERACIONAL

Como se mencionó en el capítulo dos, el tratamiento de crudo previo a envío al oleoducto, consta básicamente de dos procesos: deshidratación y desalado, que permiten eliminar sedimentos, agua, impurezas y sal al crudo.

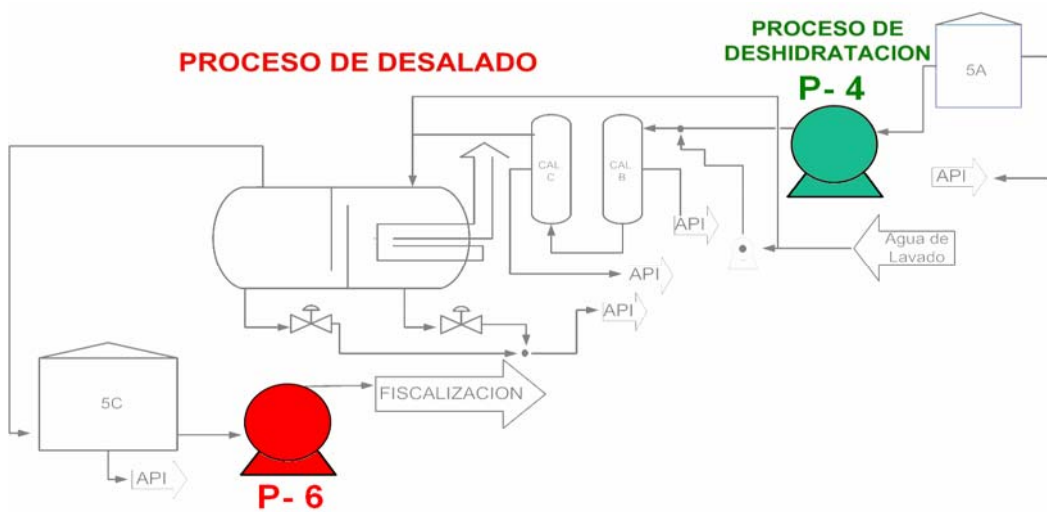
El seguimiento al proceso se realiza mediante un control continuo de las condiciones de operación para asegurar la calidad del producto, de acuerdo a la capacidad de producción y a los equipos disponibles en esta planta de tratamiento.

Para propósitos de realizar el seguimiento operacional del proceso de tratamiento de crudo del Campo Cantagallo se recogen muestras provenientes de las bombas de desplazamiento positivo P4 y P6, a las cuales se les realiza pruebas de laboratorio, con el objetivo de obtener datos de salinidad, BS&W, entre otros.

Las bombas P4 y P6 succionan el producto final de las etapas de deshidratación y desalado respectivamente, como se muestra en la figura 15. Por tanto, se considera que las muestras obtenidas de las bombas P4 y P6 son representativas de los procesos de deshidratación y desalado.

En las Figuras 16 y 17, se muestra el seguimiento del comportamiento de los parámetros: BS&W, contenido de sal, caudales y temperatura, para las etapas de deshidratación y desalado, respectivamente, desde Enero 1 del 2007 hasta Abril 30 del 2007.

Figura 15. Ubicación de las bombas P4 y P6.



Los datos reportados de BS&W (en %) y el contenido de sal (lbs/1000 bbl crudo) son producto de pruebas de laboratorio realizadas a las muestras que son recolectadas diariamente a las 8.00 a.m. y 2:00 p.m.

Los datos de temperatura son leídos de las termocuplas adheridos al tratador termoeléctrico, y son reportados diariamente cada dos horas a partir de las 6:00 a.m.

Los datos de caudales de aceite de producción (Q_o), agua de producción (Q_w) y agua de inyección (Q_i) son reportados diariamente, por tanto se pueden conocer los datos de caudal de líquidos (Q_l) de salida para la bomba p4:

$$Q_l = \frac{Q_o * 100}{100 - BS \& WP4}$$

Ecuación 36.

Q_l = Caudal de líquido (aceite y agua)

Q_o = Caudal de aceite de producción

BS&WP4 = relación sedimentos, agua y aceite tomado de las muestras de salida de la bomba P4

También se pueden obtener datos de caudal de líquido provenientes de los calentadores y de entrada al tratador termo electrostático, TTE (Q_{ct}):

$$Q_{ct} = Q_l + Q_i$$

Ecuación 37.

Q_{ct} = caudal de entrada al TTE (aceite, agua proveniente de la P4 y agua de lavado).

Q_i = Caudal del líquido de inyección (agua de lavado).

Por último se puede determinar el caudal del producto final del proceso de desalado:

$$Q_f = \frac{Q_o * 100}{100 - BS \& WP6}$$

Ecuación 38.

Q_f = Caudal del líquido para fiscalización

BS&WP6 = relación sedimentos, agua y aceite tomado de las muestras de salida de la bomba P6.

El promedio de los datos de BS&WP4 registrados desde enero hasta abril arrojó un valor de 2.0%, lo cual sugiere un parámetro de referencia para los valores de BS&W a la salida de P4, es decir, el BS&W del crudo en la línea de succión de esta bomba (BS&WP4) no debería superar el 2.0%.

De igual forma se obtuvo un valor límite de salinidad para la bomba P4 de 320 lbs/1000 bbl crudo

En cuanto al crudo de salida de la P6, el límite de BS&W encontrado fue 1,2 % (BS&WP6) y un límite de salinidad de 66 lbs/1000 bbl.

Se encontró que la temperatura promedio del TTE registradas fue de 162 ° F, valor de temperatura cercano al de las especificaciones del diseño; por tanto es conveniente tomar como límite mínimo de temperatura de operación en el TTE un valor de temperatura de 162 ° F.

Los datos límites de los parámetros anteriores constituyen las VENTANAS OPERACIONALES, útiles en cuanto al establecimiento de parámetros de calidad para el crudo a lo largo del proceso de tratamiento.

Además de la determinación de ventanas operacionales, el seguimiento permitió obtener datos de eficiencia de deshidratación y desalado, como se muestra en las Figuras 18 y 19.

La eficiencia de deshidratación de la P4 (%EDP4) es definida como el porcentaje de agua removida de la corriente de entrada en la etapa de deshidratación, es decir:

$$\%EDP4 = \frac{Q_w - Q_l + Q_o}{Q_w} * 100$$

Ecuación 39.

Mientras que la eficiencia de deshidratación de la P6 (%EDP6) está dada por:

$$\%EDHP6 = \frac{Q_{ct} - Q_f}{Q_{ct} - Q_o} * 100$$

Ecuación 40.

Y la eficiencia de desalado de la P6 (%EDD) está dada por:

$$\%EDDP6 = \frac{SP4 - SP6}{SP4} * 100$$

Ecuación 41.

Donde:

$SP4$ = salinidad a la salida de P4

$SP6$ = salinidad a la salida de P6

Los promedios de los datos de eficiencia obtenidos fueron los siguientes:

$EDP4 = 95\%$

$EDP6 = 90\%$

$EDD = 75\%$

Los valores anteriores fueron tomados como límites de eficiencia, los cuales sirven a su vez como un criterio o parámetro de referencia para discriminar como ineficientes los valores que se encuentren por debajo de dichos límites, como se muestra en las figuras 20 y 21.

Una vez identificadas las fechas en las que se presentaron las ineficiencias, se procedió a indagar y analizar los eventos registrados en un radio temporal de 4 a 7 días anteriores a dichas fechas, con el propósito de encontrar indicios causantes de tales ineficiencias. En los cuadros 7 y 8, se reportan los eventos que han sido seleccionados, por considerar que tuvieron una influencia directa en el comportamiento de la viscosidad de los fluidos de producción. En el siguiente capítulo se explicará detalladamente como la viscosidad afecta el proceso de deshidratación de la planta Cantagallo.

Figura 16. Seguimiento de los parámetros operaciones de la etapa de deshidratación. Bomba P4.

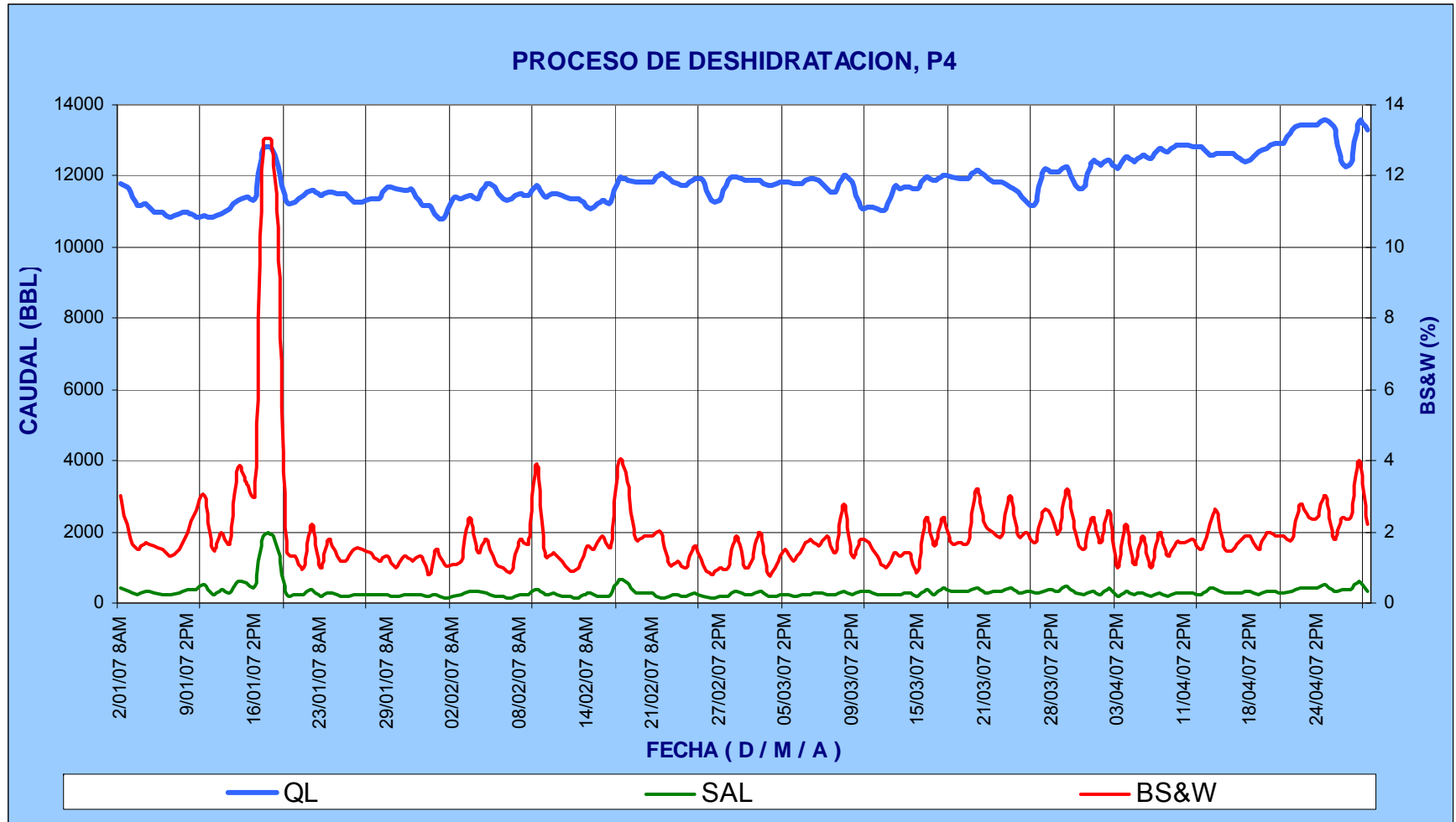


Figura 17. Seguimiento de los parámetros operaciones de la etapa de desalado. Bomba P6.

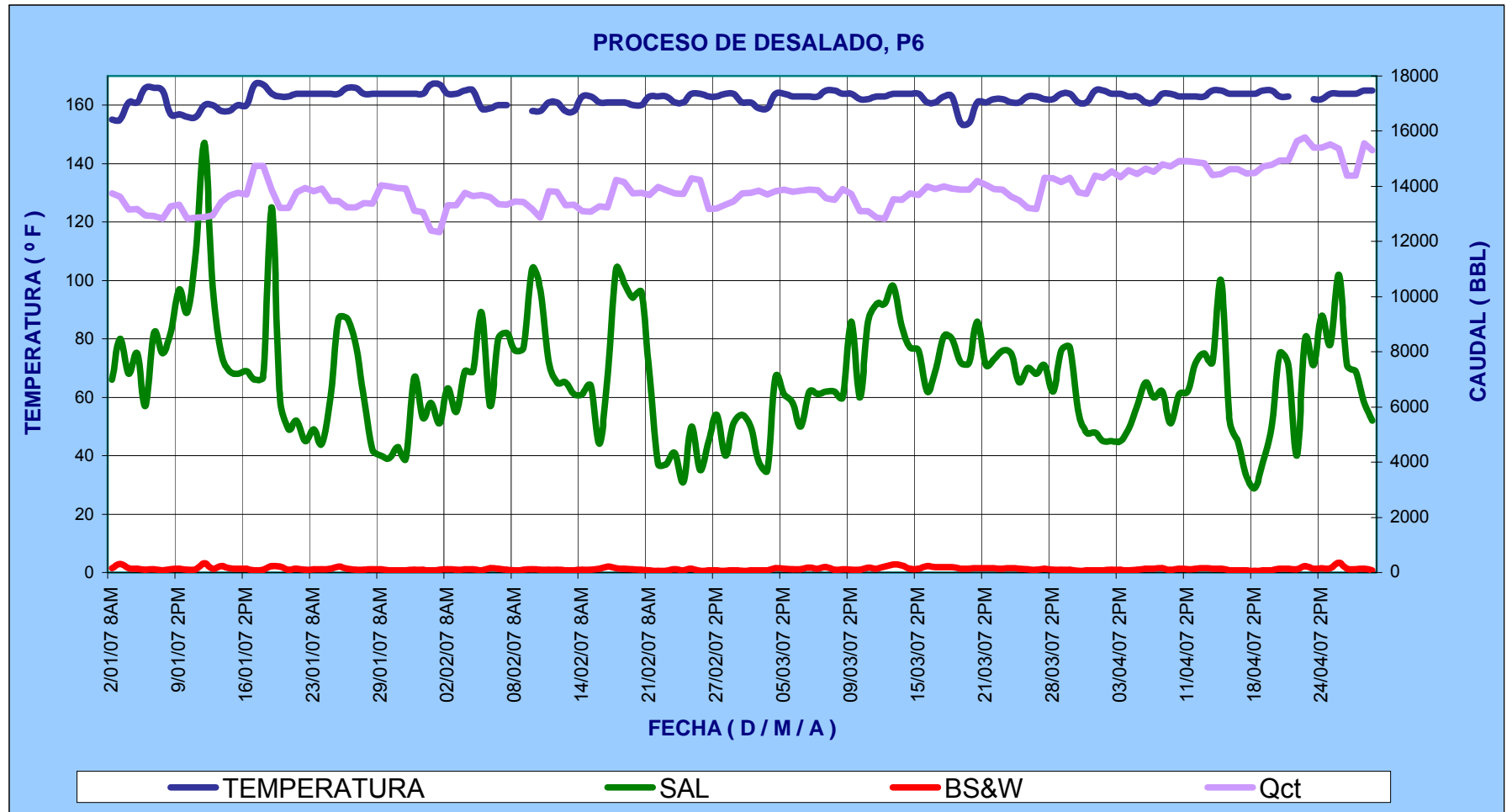


Figura 18. Eficiencia de deshidratación para la etapa de deshidratación P4.

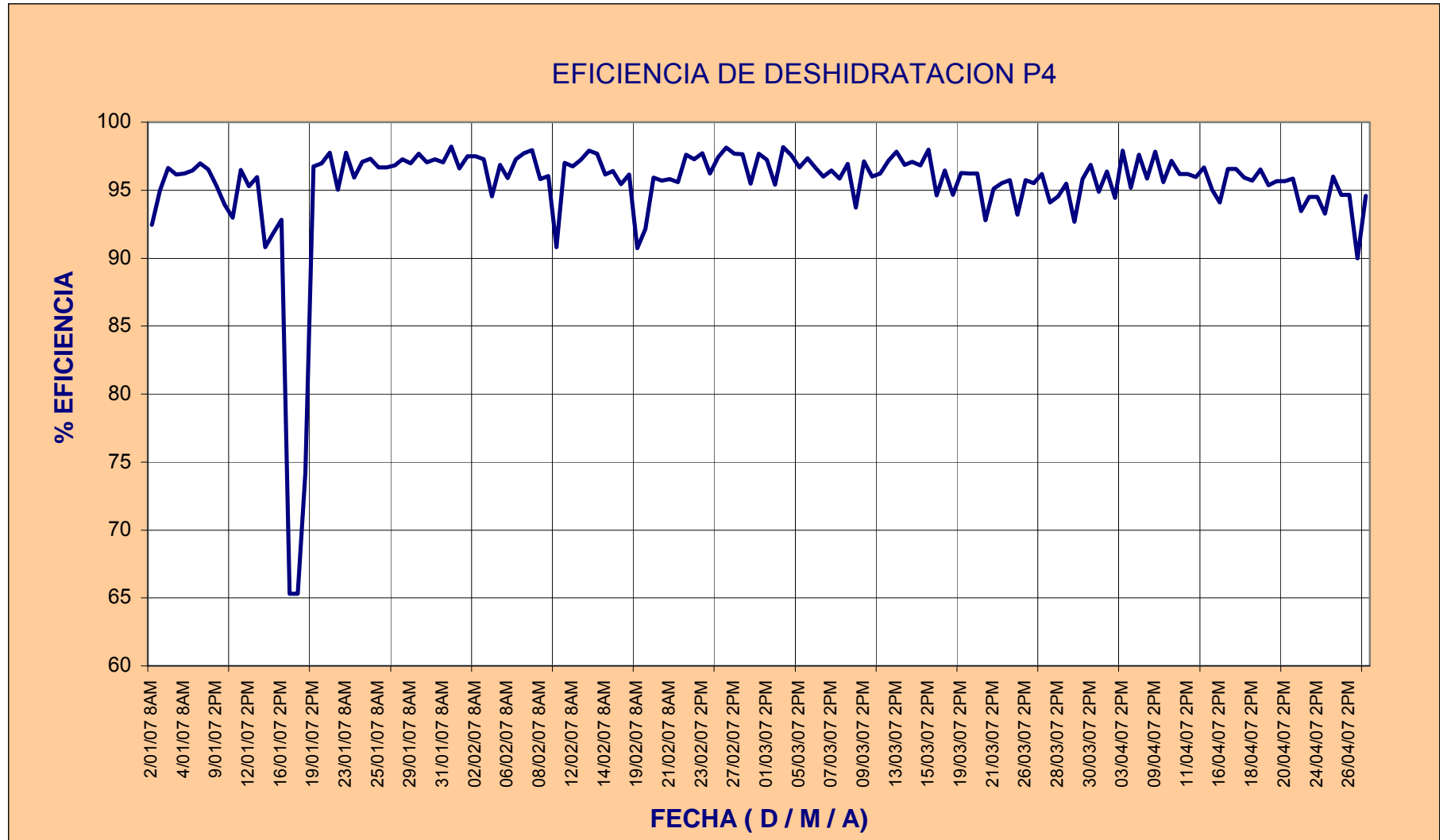


Figura 19. Eficiencia de deshidratación y desalado para la etapa de desalado P6.

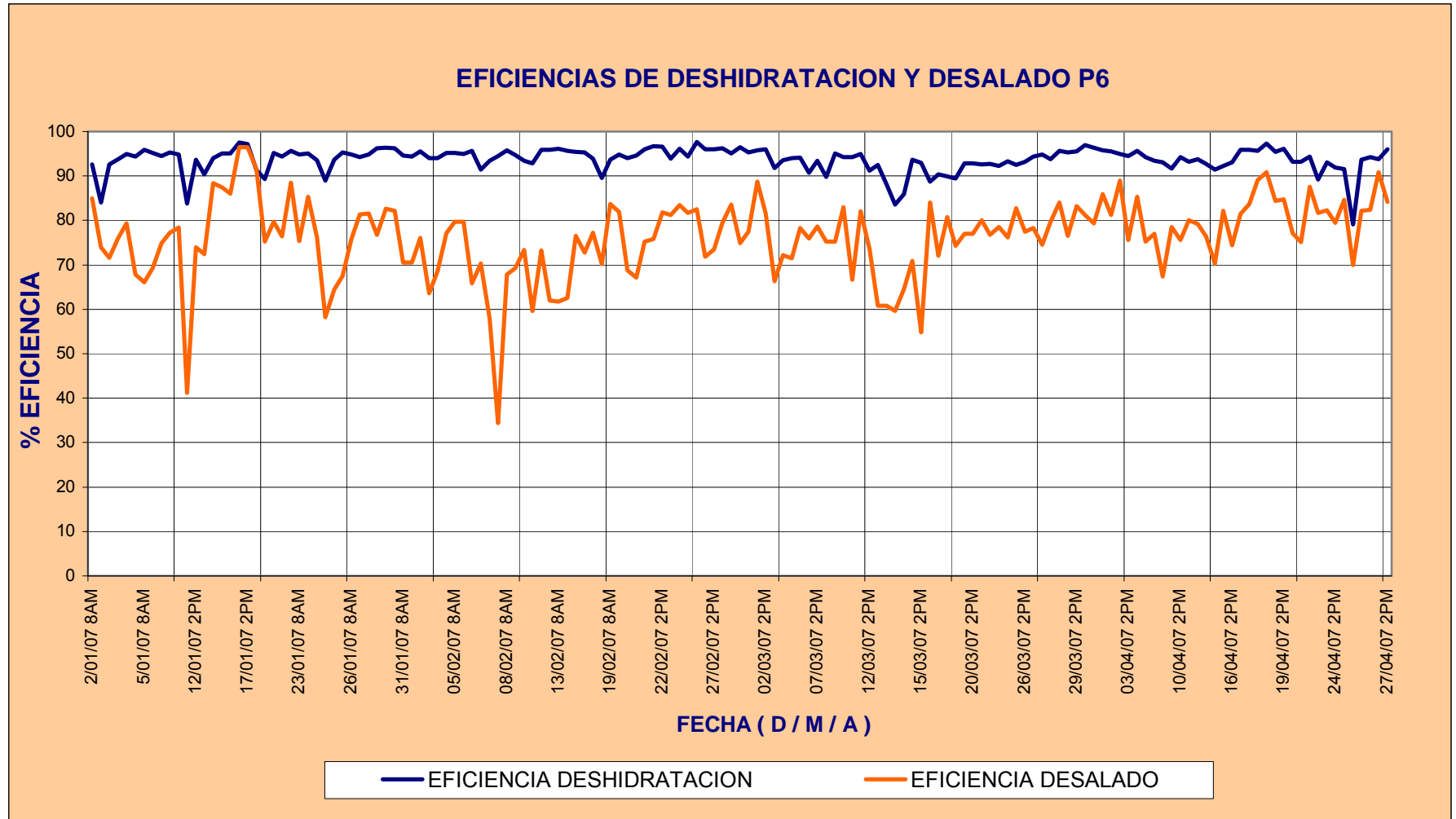


Figura 20. Ineficiencias de deshidratación para la etapa de deshidratación P4.

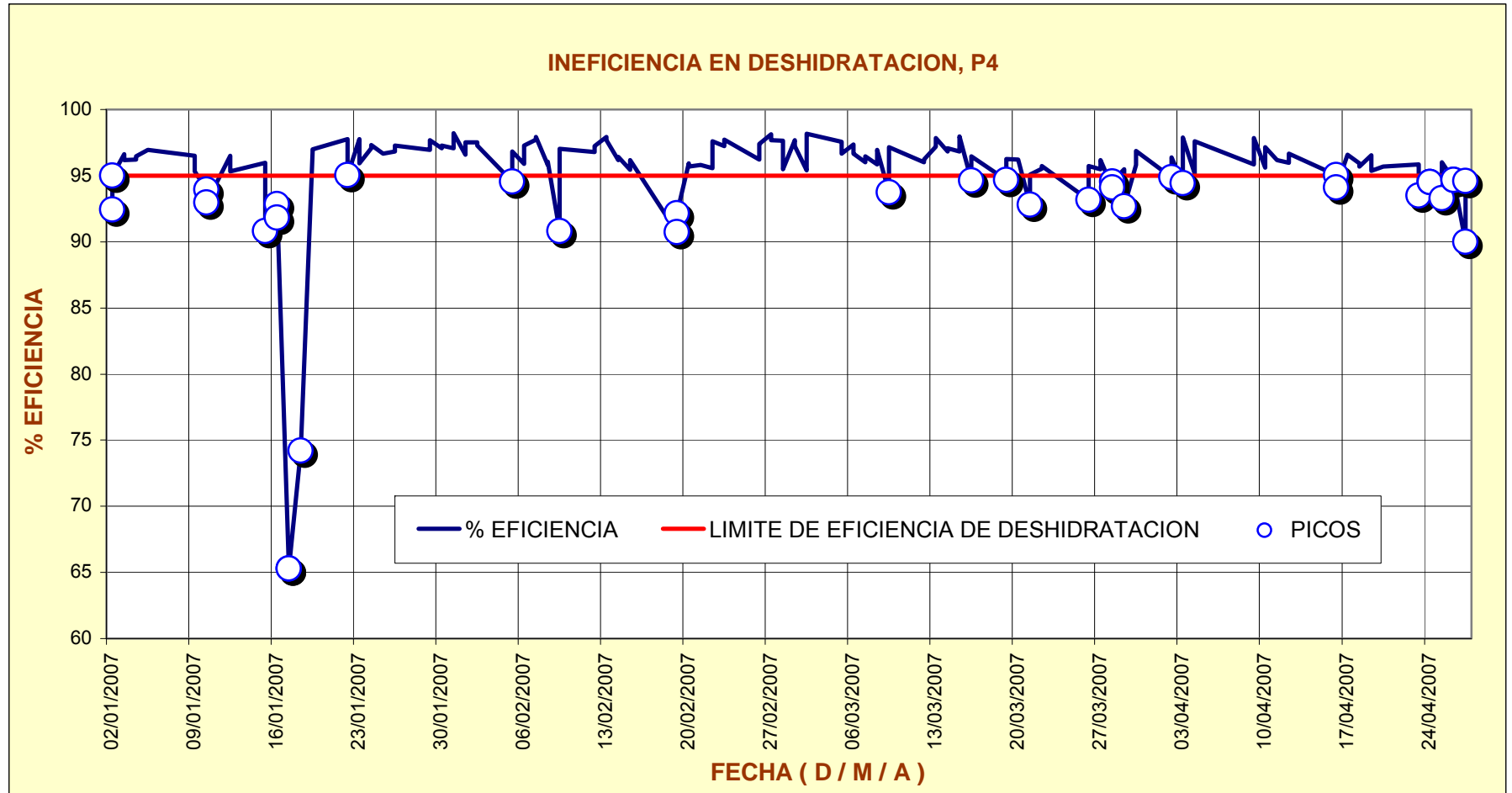
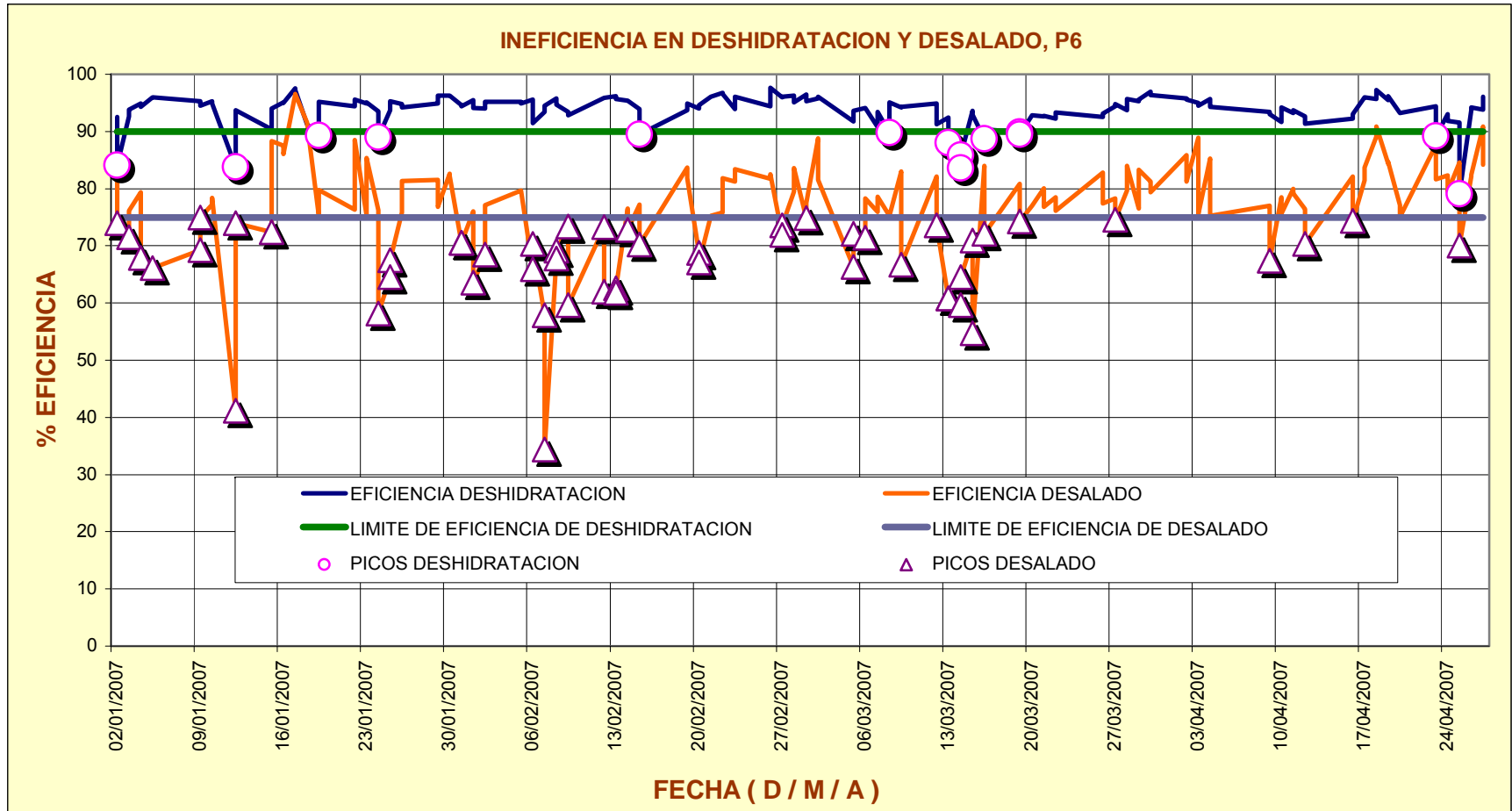


Figura 21. Ineficiencias de deshidratación y desalado para la etapa de desalado P6.



4.1. EVENTOS OPERATIVOS DEL CAMPO CANTAGALLO SELECCIONADOS POR TENER UNA INFLUENCIA DIRECTA EN LA VISCOSIDAD DE LOS FLUIDOS PRODUCIDOS.

Cuadro 7. Problemas operativos en la planta

FECHA	EVENTO
ENERO 5	QUEMADOR N° 1 POR FUERA DE SERVICIO
ENERO 9	QUEMADOR N° 1 POR FUERA DE SERVICIO
ENERO 10	QUEMADOR N° 1 NO ARRANCA, EL N° 2 NO LEVANTA TEMPERATURA
ENERO 11	QUEMADOR N° 1 POR FUERA DE SERVICIO
ENERO 16	PROBLEMAS CON QUEMADOR N° 2
ENERO 17	PROBLEMAS CON QUEMADOR N° 2 TK 5A Y 5B FUERA DE SERVICIO
FEBRERO 1	SUBESTACION SIN ENERGIA
FEBRERO 9	QUEMADOR N° 2 APAGADO
FEBRERO 15	QUEMADOR N° 2 APAGADO
MARZO 13	PLANTA PARADA POR ENERGIA
ABRIL 26	PLANTA PARADA POR ENERGIA

4.2. EVENTOS ANTERIORES A LA PRODUCCIÓN EN LOS CUALES LA SALMUERA EMPLEADA EN LOS TRABAJOS DE WORKOVER ESTUVO EN CONTACTO CON EL FLUIDO PRODUCIDO.

Cuadro 8. Eventos en pozos del Campo Cantagallo

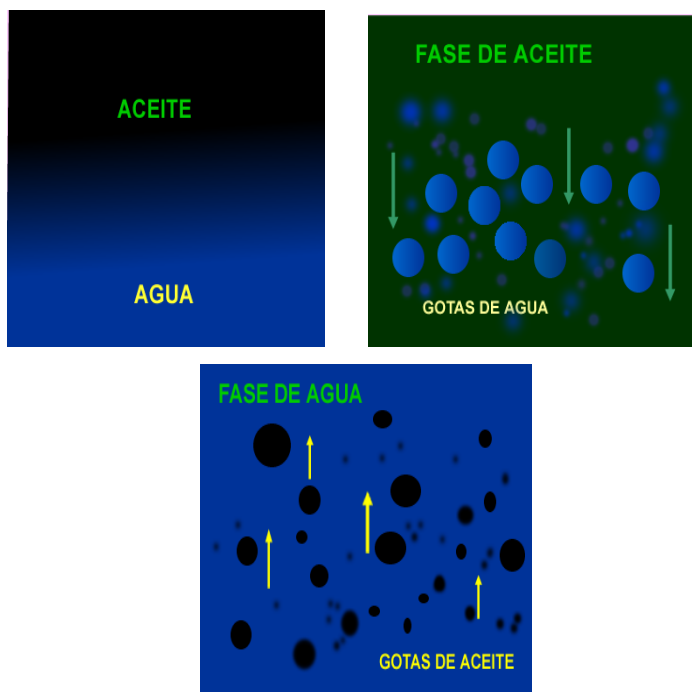
FECHA	EQUIPO	POZO	EVENTO
ENERO 6	PRIDE 20	YR-59	BOMBEO DE SALMUERA
ENERO 9	PRIDE 20	YR-69	BOMBEO DE SALMUERA

FECHA	EQUIPO	POZO	EVENTO
ENERO 20	PRIDE 20	YR-94	CAMBIO DE FLUIDO DE PRODUCCIÓN POR SALMUERA
ENERO 25	PRIDE 20	YR-93	SE DESPLAZO POZO CON SALMUERA FILTRADA CON SURFACTANTE
FEBRERO 2	PRIDE 20	YR-93	CAMBIO DE FLUIDO DE PRODUCCIÓN POR SALMUERA
FEBRERO 11	F-2	YR-68	CAMBIO DE FLUIDO DE PRODUCCIÓN POR SALMUERA
FEBRERO 12	PRIDE 20	YR-90	CAMBIO DE FLUIDO DE PRODUCCIÓN POR SALMUERA
FEBRERO 18	PRIDE 20	YR-91	CAMBIO DE FLUIDO DE PRODUCCIÓN POR SALMUERA
FEBRERO 25	PRIDE 20	YR-92	BOMBEO DE SALMUERA
FEBRERO 27	PRIDE 20	YR-70	BOMBEO DE SALMUERA
MARZO 5	F-2	YR-90	SE DESPLAZÓ POZO CON SALMUERA
MARZO 9	F-2	YR-94	SE DESPLAZO POZO CON SALMUERA
MARZO 19	PRIDE 20	YR-99	CAMBIO DE FLUIDO DE PRODUCCIÓN POR SALMUERA
MARZO 30	F-2	YR-89	BOMBEO DE SALMUERA
MARZO 31	PRIDE 20	YR-88	SE DESPLAZO POZO CON SALMUERA
ABRIL 6	F-2	YR-89	SE CONTROLA POZO CON SALMUERA
ABRIL 7	F-2	YR-89	SE LLENO POZO CON SALMUERA
ABRIL 12	F-2	YR-91	CAMBIO DE FLUIDO DE PRODUCCIÓN POR SALMUERA
ABRIL 13	PRIDE 20	YR-97	SE DESPLAZO POZO CON SALMUERA
ABRIL 26	F-2	YR-90	BOMBEO DE SALMUERA

5. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Tanto los tratadores térmicos como los tanques basan su funcionamiento en el comportamiento natural del desplazamiento ascendente del aceite y el desplazamiento descendente del agua cuando estas dos sustancias se encuentran en contacto y constituyendo un sistema dinámico, por tanto la eficiencia de los procesos de estas facilidades depende significativamente del hecho que dichos desplazamientos sean lo más optimo posible y las fases aceite y agua se definan de la mejor manera. Dado que la propiedad de los fluidos que se encuentra directamente relacionada con el comportamiento de flujo es la VISCOSIDAD es razonable estudiar, analizar y relacionar directamente esta propiedad con el comportamiento de las eficiencias de deshidratación y desalado de la planta de tratamiento del campo CantaGallo.

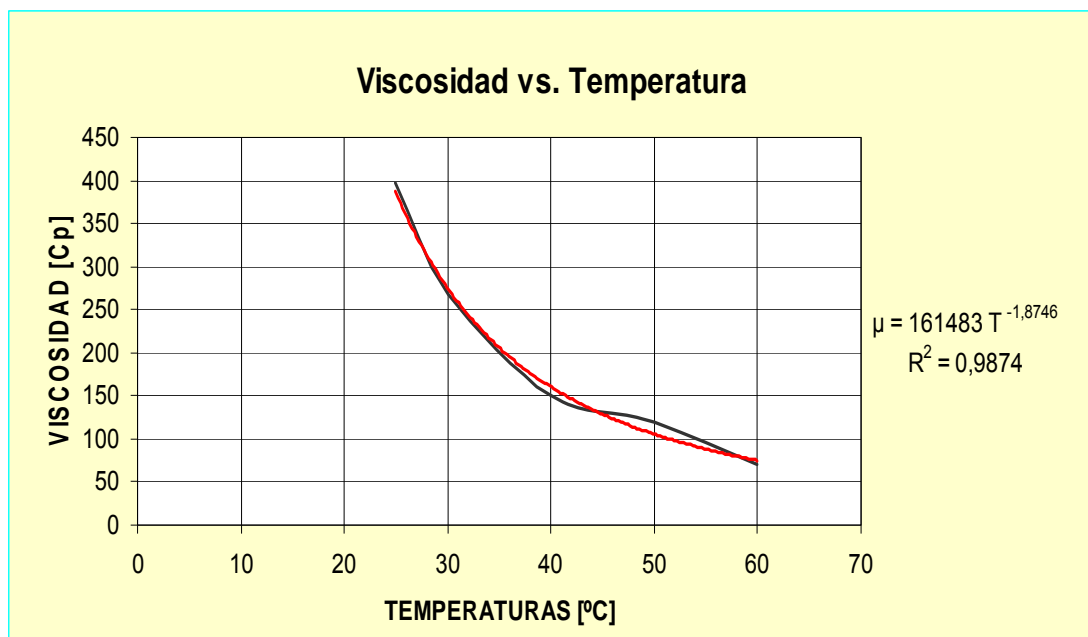
Figura 22. Esquema del desplazamiento de las gotas de agua en la fase de aceite y las gotas de aceite en la fase de agua.



5.1 FACTORES QUE AFECTAN LA VISCOSIDAD

5.1.1 Temperatura. Numerosos estudios coinciden en que la temperatura es una de las propiedades de los fluidos que afecta directa el comportamiento de la viscosidad. Los fluidos del campo CANTAGALLO no son la excepción, como se puede observar en la figura 23.

Figura 23. Comportamiento de la viscosidad del fluido del campo Cantagallo con la temperatura.



Como es de esperarse, una disminución en la temperatura se ve reflejado con un aumento en la viscosidad, lo que implica un aumento en la resistencia de flujo (ver figura 23). Por tanto una disminución de temperatura por debajo de la temperatura óptima de operación en los separadores y el tratador electroestático, se traduce a una respuesta de ineficiencia casi inmediata. Aspecto que justifica las ineficiencias identificadas, relacionadas con los eventos reportados en el cuadro 7.

Temperaturas elevadas puede causar que los componentes volátiles abandonen la fase aceitosa, ocasionando una pérdida de volumen de la misma, por tanto un incremento a una temperatura por encima de la adecuada del proceso de separación, puede conllevar igualmente a que aumente su viscosidad, ofreciendo problemas al tratamiento, aparte de almacenar en los tanques de producción un crudo pesado con menor valor económico. Otros de los efectos de la aplicación de calor es disolver los pequeños cristales de parafina y asfaltenos neutralizando sus efectos emulsificantes. Por tanto, es importante procurar o asegurar un valor de temperatura óptima para el proceso con el propósito de evitar ineficiencias influenciadas por las dos situaciones anteriores.

Diámetro de partícula y contenido de agua: el efecto más importante de la adición de calor es reducir la viscosidad del aceite lo cual permite una mayor velocidad de asentamiento, según la ecuación de Stokes, ecuación 34:

$$V_S = \frac{2(\rho_2 - \rho_1) \cdot g \cdot r^2}{\mu_1}$$

Asumiendo que el tamaño requerido de partícula que debe ser asentado está en función solo de la viscosidad del aceite y el contenido de agua, por práctica se puede recurrir a la siguiente ecuación, para obtener un valor cualitativo del mismo:

$$d_{m1\%} = 170 \mu^{0.4}, \quad \text{sí } 3 < \mu_o < 80 \text{ cp.}$$

Ecuación 42.

Donde:

$d_{m1\%}$ = Diámetro de la partícula de agua a ser asentada de el aceite al alcanzar un corte de agua de 1%. El $d = 2r$ esta dado en micrones.

μ = viscosidad de la fase de aceite, cp.

$$\frac{d_m}{d_{m1\%}} = BS \ \& \ W^{0.33}$$

Ecuación 43.

Donde:

d_m = Diámetro de la partícula de agua a ser asentada del aceite al alcanzar un corte de agua dado (BS&W), micrones.

$BS \ \& \ W$ = Corte de agua, en porcentaje.

Esta ecuación permite determinar el diámetro de partícula para un crudo dado a cualquier valor de BS&W.

Para un corte de BS&W del 1% en el tratador se reporta una temperatura promedio de 163,5 °F o 73 °C a la cual le corresponde un valor de viscosidad de 51,82 cp, según la relación indicada en la figura 23, para tal valor de viscosidad se cuantifica un diámetro de partícula ($d_{m1\%}$) de 824,62 micras, según la ecuación 42. La temperatura de operación promedio del tratador electroestático utilizado en el Campo Cantagallo es 165 °F o 73.88 °C, a esta temperatura se registra un valor promedio de BS&W igual a 0,87 para el cual se cuantifica un diámetro de partícula igual 789,07 micras, según la ecuación 43; este valor de diámetro sirve como referencia para reconsiderar las temperaturas de operación, ya que la experiencia a demostrado que el diámetro de partícula máximo de operación en el proceso de separación de fases, en condiciones óptimas es 500* micras (este valor de diámetro de partícula es un dato estandarizado para el tratamiento de crudo en los

separadores y calentadores, ha sido utilizado en las experiencias reportadas en el libro ARNOLD, Ken; STEWART, Maurice. Surface Production Operations, Design of Oil-Handling Systems and Facilities. Volumen 1. Segunda Edición, 1999.), por tanto un diámetro mayor puede influenciar significativamente en la presencia de ineficiencias de tratamiento, dadas esencialmente por una disminución en la velocidad de asentamiento. que puede considerarse que tales ineficiencias se deban a las subespecificaciones en las dimensiones de los tratadores con respecto a las velocidades de asentamiento dadas por los diámetros de partículas relativamente altos.

5.2 PRESENCIA DE SUSTANCIAS AJENAS AL FLUIDO TRATADO

Los eventos en los que se reportan las ineficiencias no relacionadas con de temperatura, cuyo efecto sobre la deshidratación fue significativo, y recalando que los equipos estaban en buenas condiciones, no tienen un comportamiento periódico, y permanente (al seguir con el tratamiento del fluido las presencias de las ineficiencias disminuyen hasta desaparecer permaneciendo así cierto tiempo), volviéndose a presentar en un periodo variable, lo que sugiere un comportamiento inusual de los fluidos. Es por ello que se procedió a realizar un seguimiento a estos eventos, encontrándose en los reportes registrados en el cuadro 8, aquellos eventos que influenciaron la presencia de tales ineficiencias.

Los eventos reportados en dicho cuadro corresponden a trabajos de workover realizados a los pozos que empezaron a aportar a la producción de fluidos en una fecha inmediata a la reportada en el cuadro 8. A partir de un periodo de 4 a 7 días de haber concluido los trabajos de workover, se empieza a recibir la producción de cada pozo, y junto con ello a reportarse ineficiencias de tratamiento; se encuentra que este comportamiento es

común para todos los eventos en los que se suma a la producción los fluidos provenientes de los pozos a los que se les realizaron trabajos de workover. Al identificar un número significativo de este tipo de ineficiencias, se analizaron muestras provenientes de los tanques, cuando una de las ineficiencias estaba presente, encontrándose la presencia del PET-5, único químico constituyente de la salmuera empleada en los trabajos de workover y cuya presencia en un proceso de tratamiento, hasta ahora se creía inofensiva para tales procesos, sobre todo por que la cantidad de estas sustancias en los fluidos para el tratamientos son muy pequeñas y la naturaleza de dichas sustancias ayudaría en vez de entorpecer el proceso.

Se concluyó que el surfactante PET-5 afectó la viscosidad tanto del agua como el aceite fue el. Debido a su naturaleza de preferencia dual para el agua y el aceite. La parte hidrofílica de una molécula de PET-5 atrasa el flujo de las moléculas de agua a través de la fase aceitosa y la olifílica atrasa el flujo de las moléculas de agua a través de la fase aceitosa. Esta situación afecta la separación de fases, e impacta sobre todo el proceso por tratarse de un sistema continuo.

Figura 24. Representación de una molécula del surfactante PET 5.

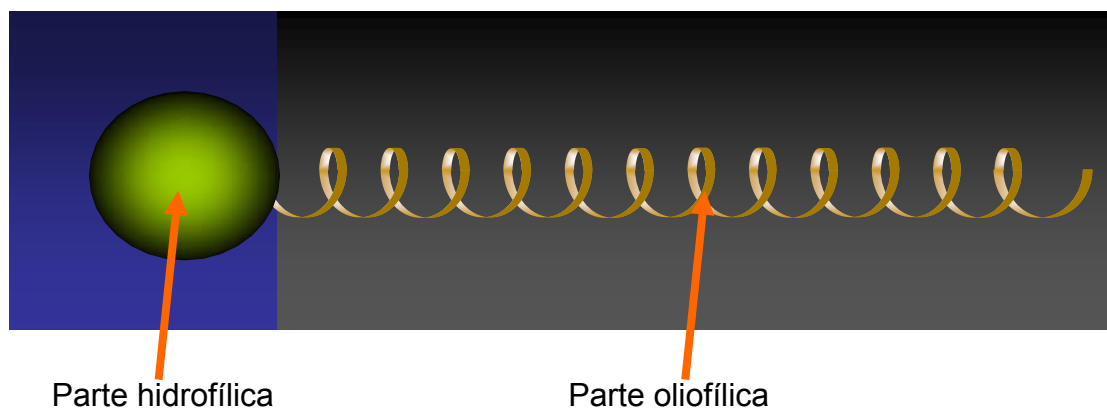
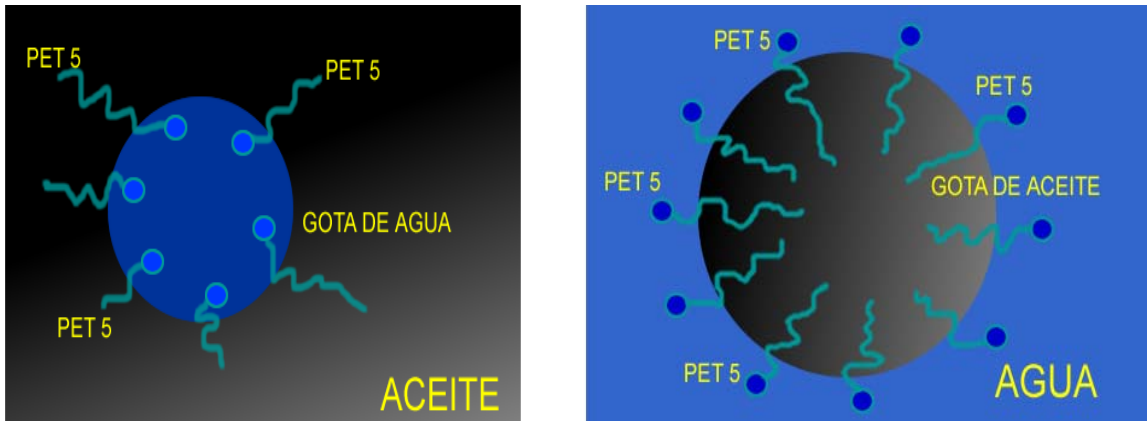


Figura 25. Ordenamiento y fijación del PET-5 a la interfase agua-aceite para los casos: I.-partícula de agua en aceite, II.- partícula de aceite en agua. En ambos casos las cabezas hidrofílicas se orientan hacia el ambiente acuoso y las colas hidrofóbicas hacia el ambiente oleoso.



6. CONCLUSIONES

- Una disminución en la temperatura dificulta significativamente el proceso de tratamiento de deshidratación, debido a un aumento en la viscosidad principalmente del aceite, este aumento de viscosidad puede ser ocasionada por el efecto emulsificante de los pequeños cristales de parafina y asfaltenos presentes en crudo tratado.
- Una temperatura demasiado alta puede conllevar a que se presente una liberación de componentes livianos en la corriente de crudo y generar un aumento en la viscosidad del mismo.
- La naturaleza del fluido tratado influye en el comportamiento de la viscosidad y el de ésta junto con el contenido de agua en el diámetro de partícula.
- Si se obtienen valores altos de BS&W a la salida de la fase de deshidratación, se presentan ineficiencias en la fase de desalado por un alto contenido de agua.
- Bajo condiciones adecuadas de temperatura se pueden presentar problemas de ineficiencia, debido a aumentos de viscosidad por la presencia de sustancias distintas al agua y al aceite, tal como el surfactante PET-5 el cual aumenta la viscosidad tanto del agua como el aceite, cuando estos estén en contacto dificultando la separación de estas dos fases.

- La viscosidad es la propiedad de los fluidos más importante en un proceso de deshidratación, tener un buen conocimiento del comportamiento de esta propiedad facilita optimizar el proceso.

7. RECOMENDACIONES

1. Aplicar relaciones teóricas a procesos de tratamiento del crudo Cantagallo, que involucren la viscosidad y los factores que la puedan afectar, tales como la temperatura, naturaleza de los fluidos, entre otros.
2. Implementar en los calentadores un suministro de aire que garantice una combustión completa del combustible, con el propósito de obtener el mayor poder calorífico posible y estar en la temperatura óptima de tratamiento, la cual debe ser mayor a 165°F para obtener un diámetro de partícula menor a 789 micras y así lograr una velocidad de asentamiento mayor.
3. Pasar por una línea de prueba los fluidos provenientes de los pozos a los que se les haya realizado un trabajo de well service o workover para determinar si contienen sustancia que vayan a afectar el tratamiento de crudo. Si se encuentran sustancias químicas del tipo PET-5, estas deben ser segregadas antes de entrar al proceso de tratamiento.
4. Reconsiderar el diseño de los separadores y los tratadores, teniendo en cuenta la influencia de la viscosidad, del fluido tratado, en el diámetro de partícula.
5. Para propósitos de ampliar este proyecto o que sea la base de un segundo trabajo de grado se recomienda realizar un balance de costo energético para tratar crudo con diversas viscosidades y menores o mayores relaciones de agua, para evaluar el proceso desde este punto de vista.

BIBLIOGRAFÍA

ACEVEDO MUÑOZ, Otoniel. Determinación de una Correlación entre viscosidad, contenido de agua y temperatura. Tesis de Grado, Universidad Industrial de Santander, 1993.

ARNOLD, ken; STEWART, Maurice. Surface Production Operations, Design of Oil-Handling Systems and Facilities. Volumen 1. Segunda Edición, 1999.

DÍAZ MILÁN, Benjamín Darío. Factibilidad para reducir la viscosidad de crudos pesados por medio de microorganismos. Tesis de Grado, Universidad Industrial de Santander.

DURÁN RINCÓN, Melvin Aroldo; OROZCO QUIJANO, Manuel , HOUPEURT. A. H.; THELLIEZ, .M. B. Predicting the Viscosity of Hydrocarbon Liquid Phases From Their Composition. SPE 5057.

FERNÁNDEZ DIEZ., Pedro. Artículo de Mecánica de Fluidos, Universidad de Cantabria.

IKOKU , C.U., AJIENKA, J.A. The Effect of Temperature on the Rheology of Waxy Crude Oils. SPE 23605.

JIMÉNEZ JAIMES, Aída; CAMARGO SALADO, Claudia. Caracterización experimental de la influencia del factor granulométrico en la viscosidad de mezclas combustibles carbón pulverizado-agua. Tesis de Grado, Universidad Industrial de Santander, 1993.

JIMÉNEZ RÍOS, Luís; Jiménez Ríos, Jorge Iván Medina Serrano. Búsqueda de Correlaciones entre propiedades fisicoquímicas de crudos parafínicos Colombianos y el índice de viscosidad de sus bases lubricantes.

KOKAL, S., AL-GHAMDI, A., MEERANPILLAI, N.S. An Investigative Study of Potential Emulsion Problems before Field Development. SPE 102856.

R. BYRON Bird, Warren E. Stewart, Edwin N. Lightfoot. Fenómenos de Transporte, 1987.

Internet:

www.bordercity.com/hosting.htm

www.fisicanet.com

<http://taninos.tripod.com/viscosidad.htm#mecanica>

<http://www.monografias.com/trabajos13/visco/visco.shtml#que>