

**DISEÑO DE LAS PRINCIPALES FACILIDADES DE SUPERFICIE PARA LA
DESHIDRATACION DEL CRUDO PROVENIENTE DE LA FORMACION SAN
FERNANDO A ESCALA PILOTO**

**SANDRA VIVIANA ORTIZ RAMOS
WILSON ANDRES ZABALA GARCES**



**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
INGENIERIA DE PETROLEOS
BUCARAMANAGA
2009**

**DISEÑO DE LAS PRINCIPALES FACILIDADES DE SUPERFICIE PARA LA
DESHIDRATACION DEL CRUDO PROVENIENTE DE LA FORMACION SAN
FERNANDO A ESCALA PILOTO**

**SANDRA VIVIANA ORTIZ RAMOS
WILSON ANDRES ZABALA GARCES**

**Trabajo de grado presentado como requerimiento parcial para optar al
título de Ingeniero de Petróleos**

**Director
Ing. César Augusto Pineda Gómez**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
INGENIERÍA DE PETROLEOS
BUCARAMANAGA
2009**

A Dios, quien con su sabiduría y fortaleza me sustentó cada día y me guió de su mano para enfrentar cada situación a lo largo de mi carrera.

A mis padres, quienes me apoyaron y confiaron en mis capacidades y en mi esfuerzo para salir adelante.

A mi hermano Giovanni, quien sustento económicamente el desarrollo de mi carrera.

A mi amado esposo, quien con su amor me lleno de fortaleza en los momentos más difíciles.

A todos mis profesores y a mi compañero Wilson por confiar en mí para la realización de este proyecto.

A todos mis líderes, quienes con sus oraciones intercedieron ante Dios por mi vida, por sus consejos y respaldo.

SANDRA VIVIANA ORTIZ RAMOS

Dedico este trabajo a Dios antes que todo, quien me protege y me llena de fortaleza todos los días para continuar mi camino.

A mi madre Ana Rosa, la mejor consejera, mamá y amiga del mundo, quien ha sido parte fundamental de mi desarrollo profesional y personal; a quien le debo mi vida.

A mi padre Octavio, quien desde pequeño me inculcó la educación como parte importante de mi vida, quien me escuchó sin reproche y siempre dispuesto a ayudar; a quien le debo lo que ahora soy.

A mis hermanos Richard y Yessid, por todos los momentos alegres, a mi abuela María, quien fue un gran apoyo en los momentos difíciles; una madre y una mujer excepcional; y a mis demás familiares y amigos por acompañarme siempre.

A mis amigos y ahora colegas Javier, Dairo, Diego, Viviana, Natalie, David, César, Ferney, Claudia, Víctor y a mi compañera Viviana Ortiz; con los que compartí años de alegrías, tristezas, triunfos y fracasos que quedan grabados para siempre en mi mente; a todos ellos muchas gracias.

WILSON ANDRÉS ZABALA GARCÉS

AGRADECIMIENTOS

Al ingeniero César Augusto Pineda Gómez, por dirigir y guiar el desarrollo de este proyecto.

Al ingeniero Leonel Abreu por compartirnos su experiencia.

A los ingenieros Rigoberto Barrero, Luz Edelmira Afanador y Eivarth Caballero quienes con su buena voluntad aportaron sus conocimientos para el desarrollo de este proyecto.

Al ingeniero Fabio Hernández por su amable colaboración y disposición para guiar nuestro proyecto.

A nuestros familiares por su amor, comprensión y apoyo en el cumplimiento de nuestras metas.

A la Universidad Industrial de Santander y la Escuela de Ingeniería de Petróleos por formarnos profesionalmente.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCION	1
1. MARCO TEORICO	2
1.1 EMULSIONES	2
1.1.1 Formación	4
1.1.2 Clasificación	7
1.1.3 Propiedades que intervienen en la estabilidad	8
1.1.4 Emulsionación	11
1.2 DESHIDRATACION	18
1.2.1 Rompimiento de emulsiones	20
1.2.2 Métodos de tratamiento para la deshidratación	23
1.2.3 Equipos utilizados para la remoción de agua	34
1.2.4 Intercambiadores de calor	38
2. PLANTA PILOTO PARA LA DESHIDRATACION	48
2.1 CARACTERIZACION DEL CRUDO SAN FERNANDO	48
2.2 REQUERIMIENTOS DE LA PLANTA PILOTO	49
2.3 DESHIDRATACION DEL CRUDO SAN FERNANDO	50
2.4 ACONDICIONAMIENTO DEL CRUDO	51
2.5 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA PILOTO PARA LA DESHIDRATACION	55
2.6 DISEÑO DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO	58
2.6.1 Consideraciones para el diseño	58
2.6.2 Condiciones de operación y diseño	59
2.6.3 Dimensionamiento de los tanques	61
2.6.4 Resultados y observaciones	63

2.6.5 Calentamiento del producto almacenado	63
3. DISEÑO DE LOS EQUIPOS QUE INTERVIENEN EN LA DESHIDRATACION	67
3.1 SEPARADOR DE AGUA LIBRE (FWKO)	67
3.1.1 Variables operacionales	67
3.1.2 Parámetros de diseño	68
3.1.3 Procedimiento	70
3.1.4 Resultados y observaciones	78
3.1.5 Recomendaciones y sugerencias	81
3.2 TRATADOR TÉRMICO	82
3.2.1 Variables operacionales	82
3.2.2 Parámetros de diseño	82
3.2.3 Procedimiento	83
3.2.4 Resultados y observaciones	88
3.2.5 Recomendaciones y sugerencias	90
3.3 INTERCAMBIADOR DE CALOR	91
3.3.1 Variables operacionales	91
3.3.2 Consideraciones	91
3.3.3 Procedimiento	93
3.3.4 Resultados y observaciones	96
3.4 TANQUE DE ASENTAMIENTO	98
3.4.1 Variables operacionales	98
3.4.2 Parámetros de diseño	98
3.4.3 Procedimiento	99
3.4.4 Resultados y observaciones	104
3.4.5 Recomendaciones y sugerencias	105
4. HOJAS DE DATOS DE LOS EQUIPOS	106
4.1 HOJA DE DATOS - TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE CRUDO	106
4.2 HOJA DE DATOS - TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA	107
4.3 HOJA DE DATOS -	

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE SOLVENTE	108
4.4 HOJA DE DATOS - TANQUE DE MEZCLA	109
4.5 HOJA DE DATOS - SEPARADOR DE AGUA LIBRE	110
4.6 HOJA DE DATOS - INTERCAMBIADOR DE CALOR	111
4.7 HOJA DE DATOS - TRATADOR TERMICO	112
4.8 HOJA DE DATOS - TANQUE DE ASENTAMIENTO	113
4.9 BALANCE DE MATERIA PARA EL SOLVENTE	114
4.10 BALANCE GENERAL DE MATERIA	115
CONCLUSIONES	116
RECOMENDACIONES	117
GLOSARIO	118
BIBLIOGRAFIA	120
ANEXOS	122

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Microfotografía de una emulsión agua en petróleo	5
Figura 2. Diferentes tipos de emulsión	7
Figura 3. Molino de coloides	18
Figura 4. Diagrama de deshidratación	20
Figura 5. Representación del tipo de tratamiento de deshidratación	24
Figura 6. Tratador térmico	29
Figura 7. Tratador termo-electrostático	33
Figura 8. Gun Barrel	35
Figura 9. Tanque de lavado con placas	36
Figura 10. Free Water knockout	37
Figura 11. Intercambiadores de calor de tubos concéntricos	39
Figura 12. Intercambiadores de calor de flujo cruzado	40
Figura 13. Variación de la temperatura para flujo en contracorriente	44
Figura 14. Flujos para intercambiadores de tubos concéntricos	47
Figura 15. Localización de la formación San Fernando	48
Figura 16. Variación de la densidad con la temperatura	51
Figura 17. Adición de agua al crudo San Fernando	52
Figura 18. Dilución del crudo San Fernando	54
Figura 19. PFD Deshidratación de crudo San Fernando	56
Figura 20. Esquema para el dimensionamiento de los tanques de almacenamiento	62
Figura 21. Comportamiento de la viscosidad para el crudo T2	68
Figura 22. Comportamiento de la diferencia de densidades	69
Figura 23. Dimensionamiento del FWKO	72
Figura 24. Fracción de área ocupada por el líquido	73
Figura 25. Esquema del separador de agua libre (ver anexo A)	76

Figura 26. Esquema del procedimiento de diseño del FWKO	79
Figura 27. Área transversal de la sección de coalescencia del tratador térmico	85
Figura 28. Esquema de un tratador térmico	85
Figura 29. Esquema del diseño del tratador térmico	88
Figura 30. Esquema del intercambiador de calor de tubos concéntricos con flujo en contracorriente	92
Figura 31. Área superficial del tubo interno del intercambiador de calor	95
Figura 32. Esquema del tanque de asentamiento	101
Figura 33. Esquema para el diseño del tanque de asentamiento	103

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Velocidad de sedimentación libre	23
Tabla 2. Factores de impureza representativos	41
Tabla 3. Valores representativos del coeficiente global de transferencia de calor	42
Tabla 4. Características actuales del crudo San Fernando	49
Tabla 5. Densidad de los fluidos	54
Tabla 6. Presión de diseño para recipientes a presión	59
Tabla 7. Temperatura de diseño para recipientes a presión	60
Tabla 8. Relación diámetro espesor mínimo	62
Tabla 9. Dimensiones de los tanques de almacenamiento	63
Tabla 10. Propiedades de los fluidos y flujos de calor estimados	65
Tabla 11. Vapor requerido por cada tanque de almacenamiento	66
Tabla 12. Datos de entrada para el diseño del FWKO	70
Tabla 13. Velocidades de asentamiento del agua en el aceite	72
Tabla 14. Fracción de área ocupada por el liquido para relaciones h/d	74
Tabla 15. Resultados del diseño del FWKO	80
Tabla 16. Datos de entrada para el diseño del tratador térmico	83
Tabla 17. Velocidades de asentamiento para diferentes diámetros de partícula a la temperatura de diseño de 230 °F	84
Tabla 18. Resultados del diseño de la sección de coalescencia	89
Tabla 19. Resultados del diseño del intercambiador de calor	97
Tabla 20. Datos de entrada para el diseño del tanque de asentamiento	99
Tabla 21. Resultados del diseño del tanque de asentamiento	104
Tabla 22. Hoja de datos del tanque de almacenamiento de crudo T2	106

Tabla 23. Hoja de datos del tanque de almacenamiento de agua	107
Tabla 24. Hoja de datos del tanque de almacenamiento de nafta	108
Tabla 25. Hoja de datos del tanque de la mezcla de 13 °API	109
Tabla 26. Hoja de datos del separador de agua libre	110
Tabla 27. Hoja de datos del intercambiador de calor	111
Tabla 28. Hoja de datos del tratador térmico	112
Tabla 29. Hoja de datos del tanque de asentamiento	113
Tabla 30. Perdidas de solvente en el proceso	114
Tabla 31. Balance de materia del proceso en general	115

LISTADO DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A. SEPARADOR TRIFÁSICO DE ENSAYO TIPO A	122
ANEXO B. SEPARADOR TRIFÁSICO DE ENSAYO TIPO B	123
ANEXO C. SEPARADOR TRIFÁSICO DE ENSAYO TIPO C	124
ANEXO D. ESPECIFICACIONES PARA TUBOS DE ACERO COMERCIAL SEGÚN NORMA ANSI	125
ANEXO E. TAMAÑO DE TUBERIAS DE VAPOR PARA CAIDAS DE PRESION	126
ANEXO F. VISTA INTERIOR SEPARADOR HORIZONTAL TRIFASICO CONVENCIONAL	127

RESUMEN

TITULO¹

DISEÑO DE LAS PRINCIPALES FACILIDADES DE SUPERFICIE PARA LA DESHIDRATACION DEL CRUDO PROVENIENTE DE LA FORMACION SAN FERNANDO A ESCALA PILOTO

AUTORES²

SANDRA VIVIANA ORTIZ RAMOS
WILSON ANDRÉS ZABALA GARCÉS

PALABRAS CLAVE

Diseño, Deshidratación, Separadores, Tanques, Planta Piloto, Crudo Extrapesado.

DESCRIPCION

ECOPETROL S. A. como compañía operadora de los campos de crudo pesado más importantes del país, se encuentra en proceso de incrementar su producción a partir de un mayor aprovechamiento de algunas de sus zonas productoras, particularmente de la formación San Fernando, en la que se presenta igualmente una fuerte acumulación de agua. El fluido producido corresponde a una emulsión ciertamente estable de crudo extrapesado con cortes de agua relativamente altos. En la medida en que se planea incrementar la producción de dicho crudo, se espera también un incremento sustancial del corte de agua, por lo que se hace evidente la necesidad de un estudio de la separación de la mezcla. Debido a la falta de experiencia de ECOPETROL S.A. en el manejo y tratamiento de este tipo de fluidos se evidencia la necesidad de implementar una planta a nivel piloto que pueda simular físicamente el proceso de deshidratación del fluido en mención.

Este trabajo presenta el diseño de los separadores, tanques de almacenamiento y de asentamiento de la planta piloto para la deshidratación del crudo, así como se presenta un diagrama de flujo del proceso general de deshidratación, cuyos resultados obtenidos durante las pruebas de separación de la mezcla, brindarán datos confiables que puedan ser escalados, anticipando la necesidad de cambios en las condiciones de operación de la unidad industrial para obtener separaciones eficientes.

¹ TRABAJO DE GRADO.

² FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS. ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS. DIRECTOR: Ing. CÉSAR AUGUSTO PINEDA GÓMEZ.

SUMMARY

TITLE¹

DESIGN OF THE MAIN SURFACE FACILITIES FOR DEHYDRATION OF THE OIL CRUDE COMING FROM SAN FERNANDO FORMATION TO SCALE PILOT

AUTHORS²

SANDRA VIVIANA ORTIZ RAMOS
WILSON ANDRÉS ZABALA GARCÉS

KEY WORDS

Design, Dehydration, Separators, Tanks, Pilot Plants, Extra-heavy oil crude.

ABSTRACT

ECOPETROL S. A. as an operator company of the more important heavy oil crude of the country, it is in process of increasing its production starting for a best use of its producer areas, particularly the San Fernando formation, which presents a strong accumulation of water. The produced fluid corresponds to a certainly stable emulsion of extra-heavy oil crude with a relatively high cut of water. In the measure in that the production increases of the said oil crude is planned, a substantial increase of cut of water is also expected, reason for which is evident the necessity of a study about the separation of the mixture. Due to lack of experience by ECOPETROL S.A. about the management and treatment of this type of fluid is a clear need to implement a pilot plant that can simulate physically the dehydration process of the fluid.

This paper presents the design of separators, storage and settlement tanks of the pilot plant for dehydration of crude, and presents a flowchart of the overall process of dehydration, which results in the tests of separation of the mixture will provide reliable data that can be scaled, anticipating the need for changes in operating conditions of the industrial unit for efficient separations.

¹ THESIS FOR BACHELOR DEGREE.

² PHYSICAL - CHEMICAL ENGINEERINGS FACULTY. PETROLEUM ENGINEERING SCHOOL. DIRECTOR: Ing. CÉSAR AUGUSTO PINEDA GÓMEZ.

INTRODUCCION

Una de las primeras etapas de tratamiento del crudo extrapesado de la formación San Fernando es la remoción del agua que viene con el mismo. Dadas las características físicas del crudo, es necesario aplicar otros procedimientos antes de realizar la deshidratación en los equipos separadores de agua para obtener el producto óptimo requerido.

El principio fundamental de la deshidratación del crudo es la coalescencia de las partículas de agua y su precipitación posterior al fondo de los recipientes separadores en un tiempo determinado. Este fenómeno se rige por la ley de Stokes, la cual involucra algunas propiedades de los fluidos mezclados y los tamaños de las partículas de agua que se requieren remover. Estas propiedades pueden ser manipuladas para proveer el ambiente adecuado e idóneo para que el proceso de remoción del agua se lleve a cabo.

El diseño de las facilidades de superficie principales que operarán la planta de deshidratación para el crudo San Fernando a nivel piloto se realiza en base a las condiciones más críticas de producción del crudo, teniendo en cuenta el corte de agua máximo esperado en campo.

1. MARCO TEORICO

1.1 EMULSIONES

Se llama dispersión a un sistema polifásico en el cual una fase se encuentra en forma fragmentada (*fase -dispersa*) dentro de otra (*fase continua*). Existen varios tipos de sistemas dispersados y cada uno tiene una denominación particular.

Consideramos aquí las dispersiones cuya fase continua es un líquido. Una dispersión de gas en un líquido es una espuma, mientras que una dispersión de un líquido en otro inmiscible con él es una emulsión. Finalmente una dispersión de un sólido en un líquido se llama suspensión.¹

Cuando se habla de dispersión es importante destacar el tamaño de los fragmentos de la fase dispersada. En efecto, el comportamiento de la dispersión y su efecto depende en buena parte del tamaño de los fragmentos. Se entiende por fragmento una cierta cantidad de materia gaseosa líquida o sólida que se llama burbuja, gota o partícula si son de tamaño macroscópico. Si son de tamaño inferior al micrómetro pero netamente superior al tamaño de una molécula, se llaman coloides. Las soluciones coloidales son aquellas que contienen fragmentos de materia dispersada que son, de un lado demasiado grande para que se trate de una solución convencional, y de otro lado demasiado pequeños para que se separen por sedimentación en el campo de la gravedad.

¹ SALAGER Jean Louis. Modulo de enseñanza en fenómenos interfaciales. Emulsiones propiedades y formulación. Venezuela: cuaderno FIRP 231, 1993. p. 3

En el campo de los coloides se encuentran las macromoléculas (coloides liofílicos), las suspensiones sólidas (soles) y los agregados de surfactante (micelas). Cuando una micela solubiliza un aceite en su interior, tiende a hincharse; cuando la solubilización alcance una fracción notable del sistema, se produce una estructura llamada microemulsión que se cree es una emulsión conteniendo gotas más pequeñas. Una microemulsión es una solución micelar "hinchada", y por lo tanto no es una emulsión sino un sistema monofásico.

Según la definición anterior de coloides, el límite superior de tamaño depende esencialmente de la estabilidad del sistema frente a la sedimentación gravitacional. Si no hay separación por sedimentación se habla de una solución o suspensión coloidal o una microemulsión. Al contrario, los sistemas que se separan por sedimentación (cualquiera sea el tiempo requerido) no son estables y se llamarán espumas, macro emulsiones o suspensiones.

En forma general se usará el término emulsión para referirse a una macroemulsión. Una emulsión es un sistema que contiene dos fases líquidas inmiscibles, una de las cuales está dispersada en la otra, y cuya estructura es estabilizada por un agente surfactante llamado emulsionante.

Dos tipos de agua están asociadas con la producción de petróleo, definidas como agua libre y agua emulsionada. El agua libre, es definida por el Instituto Americano del Petróleo como el agua que se separa en un lapso de tiempo no mayor a cinco minutos, como consecuencia del asentamiento gravitacional. El agua emulsionada requiere de un proceso de tratamiento para ser removida.

1.1.1 Formación². Existen tres requisitos esenciales para formar una emulsión:

- Dos líquidos inmiscibles.
- Suficiente agitación para dispersar uno de los líquidos en pequeñas gotas en el otro.
- Un agente emulsionante para estabilizar las gotas dispersas en la fase continua.

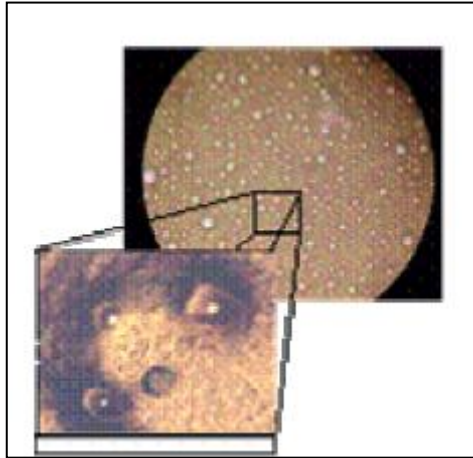
Las emulsiones son causadas por turbulencia o agitación, ya que el golpeteo, dispersa una de las fases en gotas pequeñas. Dos líquidos inmiscibles no pueden formar una emulsión estable, si no hay presencia de fuerzas estabilizadoras dentro de la emulsión, entonces, pequeñas gotas se unirán de nuevo.

Una tercera sustancia o agente emulsificante, debe estar presente para estabilizar la emulsión. Estos agentes son compuestos que contienen moléculas polares y no polares. Las moléculas polares tienen afinidad por otras moléculas polares y una tendencia marcada a disolverse en solventes polares como el agua. Las sustancias no polares tienen mayor solubilidad en solventes no polares como el petróleo.

En los pozos que se producen por levantamiento con gas (*Gas-lift*), la emulsión es causada principalmente en dos lugares; en el punto donde el gas lift es introducido y en la cabeza del pozo. Cuando se utiliza un proceso intermitente, la emulsión generalmente es creada en la cabeza del pozo o en el equipo en superficie. Para el proceso continuo, la mayor parte de la emulsión es formada en fondo de pozo, en el punto de inyección de gas.

² MARFISI Shirley y SALAGER Jean Louis. Deshidratación de crudo, principios y tecnología. Cuaderno FIRP N° 853 PP, 2004. p. 3.

Figura 1. Microfotografía de una emulsión agua en petróleo



Fuente: Deshidratación de crudo. Principios y tecnología. Shirley Marfisi y Jean Louis Salager

- **Agentes emulsionantes.** Los agentes emulsionantes son numerosos y pueden ser clasificados de la siguiente manera:
- Compuestos naturales surfactantes tales como asfaltenos y resinas conteniendo ácidos orgánicos y bases, ácidos nafténicos, ácidos carboxílicos, compuestos de azufre, fenoles, cresoles y otros surfactantes naturales de alto peso molecular.
- Sólidos finamente divididos, tales como arena, arcilla, finos de formación, esquistos, lodos de perforación, fluidos para estimulación, incrustaciones minerales, productos de la corrosión como sulfuro de hierro y óxidos, parafinas, asfaltenos precipitados. Los fluidos para estimulación de pozos pueden contribuir a formar emulsiones muy estables.
- Químicos de producción añadidos tales como inhibidores de corrosión, biocidas, limpiadores, surfactantes y agentes humectantes.

Los surfactantes naturales se definen como macromoléculas con actividad interfacial que tienen un alto contenido de aromáticos y por lo tanto relativamente planas con al menos un grupo polar y colas *lipofílicas*, con actividad interfacial. Estas moléculas pueden apilarse en forma de micelas. Se forman de las fracciones ácidas de asfaltenos, resinas, ácidos nafténicos y materiales *porfirínicos*. Estos surfactantes pueden adsorberse a la interfase de la gota de agua y formar una película rígida que resulta en una alta estabilidad de la emulsión W/O formada, lo cual ocurre en menos de tres días. Es por eso, que la emulsión debe tratarse lo más pronto posible con diferentes agentes como química deshidratante, calor, sedimentación por centrifugación o electrocoalescencia.

La película interfacial formada estabiliza la emulsión debido a las siguientes causas: aumenta la tensión interfacial, forman una barrera viscosa que inhibe la coalescencia de las gotas y si el surfactante o partícula adsorbida en la interfase es polar, su carga eléctrica provoca que se repelan unas gotas con otras.

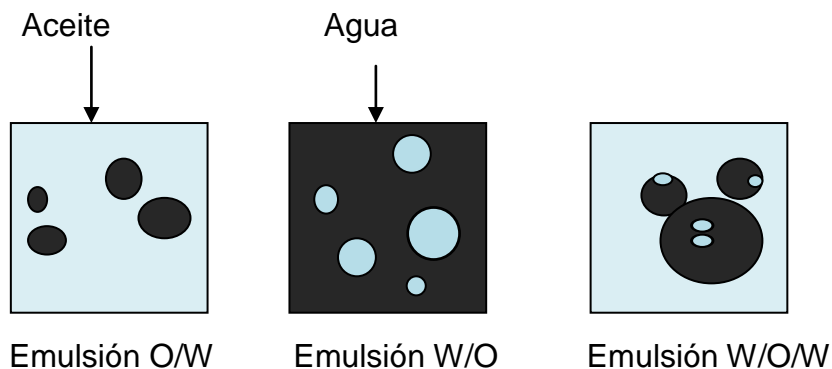
Un segundo mecanismo de estabilización ocurre cuando los emulsionantes son partículas sólidas muy finas. Para ser agentes emulsionantes, las partículas sólidas deben ser más pequeñas que las gotas suspendidas y deben ser mojadas por el aceite y el agua. Luego estas finas partículas usualmente con surfactantes adheridos a su superficie, se colectan en la superficie de la gota y forman una barrera física; ejemplos comunes de este tipo de emulsionante son el sulfuro de hierro y la arcilla.

1.1.2 Clasificación

- **Según su naturaleza.**

- **Normales o directas:** Aquella en la cual la fase continua es el aceite y la fase dispersa es el agua. Este tipo de emulsión, es la que se presenta en el 90% de los casos.
- **Inversas:** Es aquella en la cual la fase continua es el agua y la fase dispersa el aceite. Este tipo de emulsión, en la mayoría de los casos consiste en gotas finas de petróleo rodeadas por una tenue película de agua. Para eliminarlas, generalmente se requiere de tratamiento químico.
- **Duales o triples:** Petróleo en agua en petróleo y agua en petróleo en agua. Las emulsiones triples o duales aunque son de rara ocurrencia, se pueden presentar en crudos muy pesados y viscosos acompañados de agua fresca y blanda. Por lo general, requieren tratamiento químico especial.

Figura 2. Diferentes tipos de emulsión



Fuente: Modificado de Emulsiones propiedades y formulación. Jean Louis SALAGER

- **Según su estabilidad.**

- **Estables:** Es el tipo de emulsión que luego de formada, la única manera de separar las fases es mediante la aplicación de sistemas de tratamiento.
- **Inestables:** Una emulsión es inestable cuando al dejarla en reposo durante algún tiempo, las fases son separadas por acción de la gravedad.

- **Según la facilidad para romperse**

- **Duras:** Se considera dura cuando se requiere un proceso complicado para romperla.
- **Flojas:** una emulsión es floja cuando el tratamiento requerido para romperla es sencillo.

- **Según el tiempo**

- **Frescas:** Una emulsión es fresca cuando lleva poco tiempo de haberse formado.
- **Viejas:** Es aquella que lleva mucho tiempo de haberse formado.

1.1.3 Propiedades que intervienen en la estabilidad³. Una emulsión es por definición un sistema termodinámicamente inestable y tarde o temprano debe separarse en dos fases. Es relativamente fácil decir que una emulsión se ha roto, pero es difícil definir experimentalmente un valor de su estabilidad.

³ MARFISI y SALAGER, op. cit., p.6-7.

La única medida realmente absoluta de la estabilidad de una emulsión es la variación del número de gotas en función del tiempo. Tal información no se puede obtener experimentalmente sino mediante la variación de la distribución del tamaño de gota con el tiempo. Desde el punto de vista experimental tal medición implica bien sea que se tome una muestra, o que se diluya el sistema completo con un gran exceso de fase externa. El resultado del primer método depende considerablemente de la posición del muestreo y el segundo puede emplearse una sola vez, porque altera el estado del sistema. Por lo tanto la estabilidad de una emulsión se relaciona en general con el volumen de las fases separadas.

Después de algún tiempo el sistema se separa típicamente en tres zonas: una zona central que contiene una nata o emulsión de alto contenido de fase interna y dos fases separadas: la interna coalescida y la externa clarificada. Se ha demostrado recientemente que estos criterios dan resultados satisfactorios cuando se le da una interpretación adecuada.

Las propiedades que intervienen en la estabilidad de las emulsiones son las siguientes.

➤ **Tensión interfacial.** Una reducción de la tensión interfacial no es suficiente para aumentar la estabilidad de la emulsión. Se ha encontrado recientemente que los sistemas de tensión ultra-baja producen emulsiones inestables. Estudios de tensión interfacial dinámica entre crudo y agua muestran que la tensión disminuye con el tiempo y que se requieren varias horas de contacto para obtener un valor estable.

➤ **Viscosidad de la fase continua.** Una viscosidad alta en la fase externa disminuye el coeficiente de difusión y la frecuencia de colisión de las gotas, por lo que se incrementa la estabilidad de la emulsión. Una alta concentración de las gotas también incrementa la viscosidad aparente de la fase continua y estabiliza la emulsión.

- **Tamaño de la gota.** Gotas muy pequeñas, menores de 10 μm generalmente producen emulsiones más estables. Una amplia distribución de tamaños de partículas resulta en general en una emulsión menos estable.

- **Relación de volumen de fase.** Incrementando el volumen de la fase dispersa se incrementa el número de gotas y/o tamaño de gota y el área interfacial. La distancia de separación se reduce y esto aumenta la probabilidad de colisión de las gotas. Todos estos factores reducen la estabilidad de la emulsión.

- **Temperatura.** Usualmente, la temperatura tiene un efecto muy fuerte en la estabilidad de la emulsión. Incrementando la temperatura se reduce la adsorción de surfactantes naturales y disminuye la viscosidad de la fase externa, la rigidez de la película interfacial y la tensión superficial. Todos estos cambios reducen la estabilidad de la emulsión. En presencia de surfactantes aniónicos, un aumento de temperatura aumenta la afinidad de estos por la fase acuosa, mientras que lo inverso ocurre con surfactantes no-iónicos.

- **pH.** La adición de ácidos o bases inorgánicos cambia radicalmente la formación de películas de asfaltenos y resinas que estabilizan las emulsiones agua-aceite. Ajustando el pH se puede minimizar la rigidez de la película que estabiliza la emulsión y aumentar la tensión superficial. La estabilización de la tensión interfacial depende del pH de la fase acuosa, por lo cual la adsorción en la interfase presenta una histéresis que indica que las diferentes moléculas emulsionantes poseen cinéticas de equilibrio muy diferentes.

- **Envejecimiento de la interfase.** A medida que la interfase envejece la adsorción de los surfactantes se completa y debido a las interacciones laterales entre las moléculas aumenta la rigidez de la película hasta un valor estable en unas 3 a 4 horas. Esta película alrededor de la gota llega a ser más gruesa, más fuerte y más dura.

- **Salinidad de la salmuera.** La concentración de la salmuera es un factor importante en la formación de emulsiones estables. Agua fresca o salmuera con baja concentración de sal favorece la estabilidad de las emulsiones. Por el contrario, altas concentraciones de sal tienden a reducirla.

- **Tipo de aceite.** Los crudos con aceite de base parafínica usualmente no forman emulsiones estables, mientras que los crudos nafténicos y de base mixta forman emulsiones estables. Ceras, resinas, asfaltenos y otros sólidos pueden influenciar la estabilidad de la emulsión.

- **Diferencia de densidad.** La fuerza neta de gravedad que actúa en una gota es directamente proporcional a la diferencia en densidades entre la gota y la fase continua. Aumentando la diferencia de densidad por incremento de la temperatura se logra aumentar la velocidad de sedimentación de las gotas y por ende, se acelera la coalescencia.

- **Presencia de cationes.** Los cationes divalentes como calcio y magnesio tienen tendencia a producir una compactación de las películas adsorbidas, probablemente por efecto de pantalla electrostática o por la precipitación de sales insolubles en la interfase.

1.1.4 Emulsión⁴. El procedimiento que se lleva a cabo para obtener emulsiones con diferentes porcentajes de agua, se llama emulsión, este proceso consiste en general en agitar una mezcla agua/aceite/surfactante con un artefacto mecánico que genere turbulencia; en este caso los surfactantes utilizados son los compuestos naturales que trae el crudo T2. La emulsión se puede definir como una operación en la que dos líquidos que son normalmente inmiscibles se mezclan íntimamente, un líquido (la fase interna, discontinua o dispersa) se dispersa en forma de pequeñas gotas en el otro (fase externa, continua o dispersante). En la mayoría de las emulsiones

⁴ SALAGER Serge. Influencia de la posición del agitador y de la agitación sobre la formación y evolución incipiente de una emulsión. Septiembre 1997. p. 17-23.

los dos líquidos involucrados son el agua (W) y el aceite (O), aunque en raras ocasiones se encuentran puros. La fase acuosa puede consistir en soluciones de sales, azúcares, colorantes y materiales coloidales hidrofílicos. La fase oleosa puede consistir de mezclas de aceites esenciales, hidrocarburos, ceras, resinas y en general de materiales hidrofóbicos. Para formar una emulsión estable es necesario incluir un tercer componente denominado agente emulsificante, que tiene dos funciones principales; reducir la tensión entre los líquidos a ser emulsificados y prevenir la coalescencia de las gotas dispersas.

Entre los factores que afectan el tipo de emulsión formada cuando se mezclan aceite y agua están: Las proporciones relativas de las fases, el tipo y concentración de los agentes emulsificantes y el método de preparación de la emulsión.

Se pueden clasificar los parámetros que pueden influenciar las operaciones de emulsión en tres grupos:

- **Variables de Formulación:** Son por ejemplo, la naturaleza del agente emulsionante y de las fases acuosa y oleosa, así como la temperatura. Esta categoría se refiere a características fisicoquímicas intensivas del sistema, y corresponde al concepto de HLB (*Hydrophilic/Lipophilic Balance*).
- **Variables de composición:** Como la proporción relativa de agua y aceite (WOR), y concentración del emulsionante. Esta categoría corresponde a las variables de composición extensivas.
- **Factores fluomecánicos:** Son los aparatos utilizados, la intensidad de agitación, y el procedimiento secuencial de la agitación. Esta categoría agrupa los factores que se refieren al procedimiento técnico, al tipo e intensidad de agitación y a los aparatos utilizados para formar las emulsiones.

Una vez escogidas las condiciones fisicoquímicas y la composición, local, se procede a la emulsión mediante una operación de tipo físico o fisicoquímico; cuya consecuencia mecánica es provocar la dispersión de una fase en la otra. Hay tres clases de operación de emulsión, cada una basada en un principio diferente. La primera clase abarca las operaciones que consisten en producir una inestabilidad de carácter fluomecánico. Estas operaciones involucran en general dos etapas.

La primera consiste en un cizallamiento intenso que produce una conformación interfacial de gran área y la segunda produce inestabilidad hidrodinámica de dicha conformación interfacial, bajo el efecto de las fuerzas inerciales o capilares. A esta primera clase pertenecen la mayoría de los aparatos llamados dispersores; agitadores de hélice o turbina, homogenizadores, orificios, molinos coloidales, dispersores ultrasónicos, dispersores de chorro o pulverizadores.

La segunda clase corresponde a un proceso que consiste en colocar gotas de la fase interna en el seno de la fase externa teniendo en cuenta los siguientes pasos que son útiles en la formulación de una emulsión:

- a. Escoger el agente emulsificante de acuerdo a la emulsión requerida, O/W o W/O.
- b. El porcentaje en volumen de la fase interna afecta al tipo de emulsión formada. La fase en mayor proporción tiene a volverse la fase externa. Emulsiones con fases internas mayores del 50% son difíciles de producir y manipular.
- c. La temperatura de emulsión debe establecerse. La tensión interfacial y la viscosidad disminuyen con incrementos de temperatura.
- d. Preparar las dos fases por separado.
- e. Solubilizar los agentes emulsificantes en la fase a la que sean más afines.
- f. Agregar gradualmente la fase interna a la externa; se añade gota a gota la fase dispersa a la fase continua que debe estar agitada por medio de un

agitador mecánico. Una vez que se añade la última gota de la fase dispersa se debe agitar la mezcla.

Dentro de los tipos de agitación más usados se encuentran los siguientes:

- **Agitación Intermitente.** Este es el método más simple para producir un sistema dispersado. Consiste en introducir ambas fases en un recipiente cerrado y agitarlo manual o mecánicamente. Las gotas de la emulsión se forman por simple mezcla entre las fases o por choques violentos con las paredes del recipiente empleado. Se ha observado que una agitación intermitente con períodos de reposo de aproximadamente del minuto, es más eficiente que una agitación continua para producir un sistema dispersado. Se obtienen por este método, emulsiones polidispersas de tamaño de gota relativamente grande (50-100 μm).

- **Mezcladores de Hélice o Turbina.** Este tipo de mezclador opera generalmente dentro de un tanque, en general cilíndrico, montado sobre un agitador de varilla, existen muchos modelos de impulsores. Un mezclador tiene esencialmente dos funciones; primero promover cerca del impulsor un rápido movimiento del fluido de tal forma que el mismo esté sometido a un campo de cizallamiento intenso y simultáneamente provocar dentro del tanque un movimiento de circulación convectiva global, de tal forma que todo el fluido pase a través de una zona de cizallamiento. El cizallamiento puede aumentarse mediante sistemas de turbinas, las cuales impulsan el fluido radialmente, y en ciertos casos contra un dispositivo obstructor. Las turbinas producen un campo de cizallamiento hiperbólico, cuyo efecto es un flujo elongacional, el cual es en general mucho más eficiente que el cizallamiento lineal para poder producir emulsiones. En efecto, en este último, las gotas ovalizadas tienden a girar, que mientras en el primero, se alargan y se rompen. El mezclado global puede mejorarse mediante la ubicación excéntrica del agitador, o por la

colocación de deflectores que inhiben el movimiento rotacional de la masa líquida.

- **Orificios y Homogenizadores.** Al pasar por una restricción, la velocidad de un fluido aumenta y por lo tanto se incrementa el cizallamiento de tipo elongacional, y como consecuencia la disrupción de la interfase. Tales aparatos están alimentados con una dispersión gruesa o con un flujo bifásico, y producen una considerable disminución de tamaño de gota a cada paso.
- **Molino de Coloides.** En cierto sentido, este aparato se asemeja al principio de un homogenizador. Sin embargo, en este caso se obliga al fluido a pasar a través de un estrecho espacio ubicado entre un estator y un rotor, a menudo cónicos. Al esfuerzo de cizallamiento debido al estrangulamiento, se añade el cizallamiento de tipo *Couette* producido por la rotación de uno de los conos. El espacio entre los dos conos de mismo ángulo puede ser extremadamente pequeño, lo que produce un cizallamiento considerable para velocidades de rotación de algunos miles de revoluciones por minuto.
- **Pulverizadores.** Este tipo de dispersor, no promueve el cizallamiento mecánico, sino que se produce un fino chorro de líquido hidromecánicamente inestable. Otro método consiste en reforzar la inestabilidad capilar del chorro mediante una carga eléctrica. Las gotas formadas llevan una cierta carga y por lo tanto se repelen entre sí, lo que favorece la dispersión.
- **Dispersores Ultrasónicos.** La formación de emulsiones mediante la irradiación ultrasónica es un proceso relativamente antiguo que utiliza las frecuencias ultrasónicas que van desde el límite de audición (15-20 kHz) hasta varios MHz. El principio del aparato consiste en la aplicación del efecto piezoeléctrico. Ciertos cristales tales como el titanato de bario o el

zirconato de plomo, son capaces de producir una vibración mecánica cuando se le aplica un campo eléctrico alternado y cuando la frecuencia de excitación corresponde a la frecuencia natural del cristal que puede ser utilizado para los procesos de emulsión de gotas extremadamente finas.

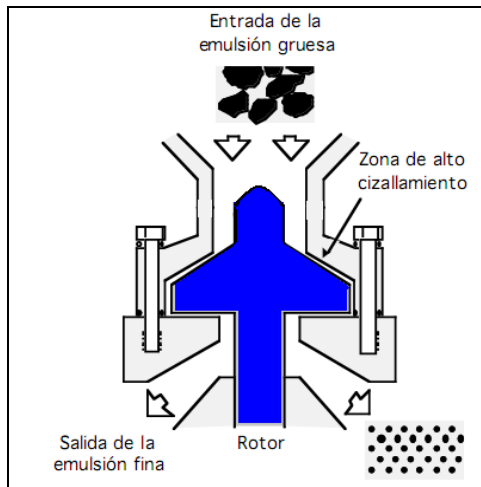
- **Condensación de vapor.** Este método es único en su clase ya que no corresponde a una ruptura de la interfase, sino más bien a la creación de una sobresaturación local. Si un vapor de cualquier líquido es sobresaturado, tiende a depositarse sobre cualquier núcleo disponible. Después de la formación de un núcleo, este tiende a crecer por condensación de mayores cantidades de sustancia. Se puede utilizar un método semejante para preparar emulsiones con el aparato especial que usa vapor de uno de los líquidos (la fase interna) para inyectarlo en el seno del otro líquido (la fase externa). En vista de que la temperatura de la fase externa está por debajo de la temperatura de la fase interna, el vapor de esta última se enfría, se sobresatura, y se condensa en finas gotitas, las cuales están dispersadas en el seno de la fase externa por la agitación mecánica. La presencia de un agente emulsionante permite estabilizar la emulsión. Con este método se pueden obtener partículas del rango de 10-20 μm , con una distribución relativamente monodispersa.
- **Emulsión Espontánea.** Al entrar en contacto dos líquidos inmiscibles, en ciertos casos, se observa que se forma espontáneamente una emulsión sin necesidad de un aporte de energía mecánica. Este fenómeno de emulsión espontánea se conoce desde hace bastante tiempo. En todos los casos, hay evidencia de que un material tensoactivo (surfactante) se encuentra fuera del equilibrio fisicoquímico. Se sospecha por lo tanto que la emulsión espontánea está ligada a un fenómeno de transferencia de masa a través de la interfase. Sin embargo, el equilibrio fisicoquímico causado por el tiempo de pre-equilibración de las

muestras descarta la posibilidad de una transferencia de masa y por lo tanto de emulsión espontánea. Algunos autores introdujeron la noción de tensión interfacial negativa. La explicación dada era que la adsorción de materia tensoactiva se vuelve tan grande que se logra una tensión negativa, produciendo entonces una expansión de la interfase y por lo tanto la formación espontánea de una emulsión.

- **Emulsiones con bajo y alto contenido de fase interna.** Las emulsiones con bajo contenido de fase interna son fácilmente producidas y existe una amplia literatura científica al respecto. Las técnicas generales de fabricación consiste en fraccionar mecánicamente la fase interna, produciendo una dispersión macro globular, la cual se divide en gotas finas mediante la aplicación de un campo de cizallamiento intenso de turbina, orificio o molino de coloides.

Adicionalmente, se puede producir directamente finas gotas de fase interna por condensación de burbujas de vapor de la fase interna dentro de la externa refrigerada, o por la quiebra electrostática de un chorro de fase interna en el seno de la fase externa. Finalmente existe un método de no equilibrio que consiste en favorecer la transferencia de masa para disgregar la interfase y dispersar una fase en la otra, o bien provocar la inversión de la emulsión por un cambio de temperatura.

Figura 3. Molino de coloides



Fuente: Influencia de la posición del agitador y de la agitación sobre la formación y evolución incipiente de una emulsión.

1.2 DESHIDRATACION ⁵

El alto contenido de agua en el aceite representa un problema en los procesos de extracción, distribución y refinación, debido al hecho de que comercialmente el aceite debe tener un máximo contenido de agua y sedimentos del 0.5%.

En el ámbito molecular, las sustancias se encuentran unidas mediante enlaces de tipo iónico y covalente. Al romperse esa estructura, las sustancias que tienen el mismo tipo de enlace son miscibles y las de diferente tipo son inmiscibles. El agua tiene enlaces iónicos y los hidrocarburos que forman el petróleo crudo tienen enlaces covalentes, por lo que nunca podrán mezclarse.

El tratamiento de crudos 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. Para ello el productor recurre a los

⁵ NOGUERA GIRALDO Andrés Alberto y SISSA GOMEZ Héctor Javier. Análisis y diagnóstico del funcionamiento operacional de la planta deshidratadora del campo Cantagallo. 2008. p. 22.

procesos de Deshidratación y Desalado; a través de los cuales se elimina o reduce a un nivel permisible el contenido de sedimentos, agua y sal.

El petróleo crudo es una mezcla de aceite, agua, gas y otros componentes. No toda el agua que se produce en los pozos está emulsionada; una parte de ella es libre y se elimina por efecto de la gravedad; la otra está combinada con el crudo en forma de emulsión de gotas dispersas en aceite.

Se puede definir la deshidratación, como el proceso mediante el cual se separa el agua asociada con el crudo, ya sea en forma emulsionada o libre, hasta reducir su contenido a un porcentaje previamente especificado; generalmente, este porcentaje es igual o inferior al 1 % de agua. 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 *Free Water Knock Out* o separador trifásico. La deshidratación tiene que ver con el impedimento de la estabilización de las películas protectoras (*coalescencia*) y separación gravitacional del agua y del aceite en un tiempo de residencia relativamente corto. Las plantas están compuestas de los siguientes equipos y las siguientes corrientes:

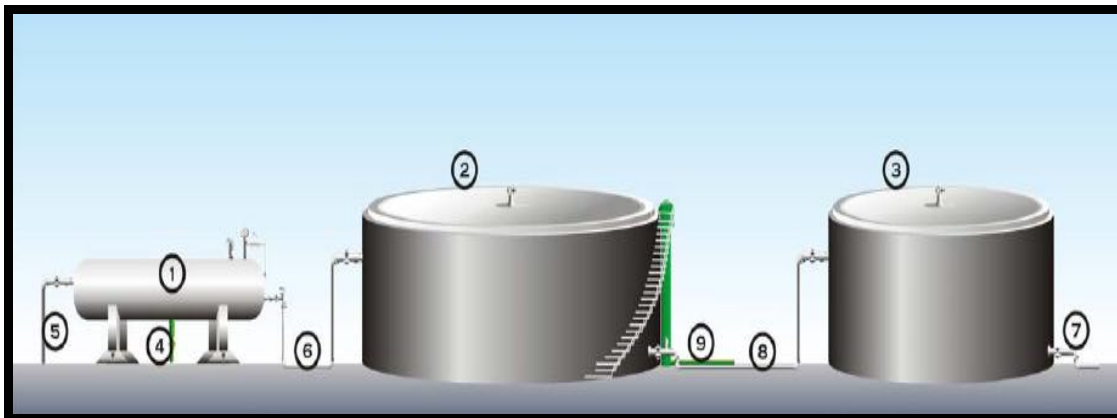
Equipos:

1. FWKO
2. Gun Barrel
3. Tanque de estabilización

Corrientes:

4. Agua libre
5. Fluido de producción
6. Línea de emulsión
7. Crudo
8. Crudo emulsionado
9. Agua separada

Figura 4. Diagrama de deshidratación



Fuente: PARRA, CH. D. Definición de Estándares operativos para los procesos de deshidratación y desalado del crudo

1.2.1 Rompimiento de emulsiones⁶. Una emulsión puede desestabilizarse y romperse separándose las fases debido a un efecto externo.

La mayor o menor resistencia de una emulsión a permanecer estable depende de factores como agentes emulsionantes, viscosidad de la fase externa, diferencia de densidad de líquidos y edad de la emulsión. Las emulsiones pueden romperse por tres mecanismos.

- **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.
- La temperatura de la emulsión es alta.
- La viscosidad de la fase continua es baja.
- Se “excitan” por un medio externo los choques con campos eléctricos.

⁶ G.P.A. Estudios y servicios petroleros S.R.L. Nota técnica N° 36. p. 3-4.

- **Coalescencia.** Es una etapa irreversible, en la cual las gotas pierden su identidad, el área interfacial se reduce y también la energía libre del sistema. Sin embargo, este fenómeno se produce sólo cuando se vencen las barreras energéticas asociadas con las capas de emulsionante adsorbido y la película de fase continua entre las dos gotas. Esta etapa puede considerarse como instantánea respecto a las otras dos etapas. Es mayor cuando:

- La velocidad de floculación es alta.
- La película interfacial es muy débil o poco estable.
- Se inactiva térmicamente la película interfacial por disolución de parafinas y/o asfaltenos sólidos.

- **Sedimentación.** Las gotas de la fase dispersa tienden a flotar o decantar dependiendo de si son menos o más pesadas que la fase continua. Ocurre debido a la gravedad

- **Velocidad de asentamiento**⁷. La velocidad de asentamiento de la gota de agua se determina usando la ley de *Stokes*:

$$V_t = \frac{g \cdot d^2 (\rho_d - \rho_f)}{18 \cdot \mu_f} \quad (1)$$

Donde:

V_t : Velocidad de asentamiento o ascenso (ft/s)

g : Aceleración debido a la gravedad (ft/s²)

d : Diámetro de gota de agua (micras)

ρ_d : Densidad del agua (g/cm³)

⁷ BANSBACH Paul L. The How and Why of emulsions, 1970.

ρ_f : Densidad del petróleo (g/cm³)

μ_f : Viscosidad del crudo (cP)

Una versión alterna de la ecuación anterior, usada tradicionalmente en la industria petrolera es:

$$V_t = \frac{.78E-06 \cdot Dp^2 (\rho_d - \rho_f)}{\mu_f} \quad (2)$$

Donde:

V_t : Velocidad de asentamiento o descenso (ft/s)

Dp : Diámetro de la gota de agua (micras)

ρ_d : Densidad del agua (g/cm³)

ρ_f : Densidad del aceite (g/cm³)

μ_f : Viscosidad del aceite (cP)

La Ley de Stokes es válida solamente para una sola y rígida gota moviéndose lentamente. También puede ser usada para determinar los efectos de las propiedades del fluido producido en la estabilidad de la emulsión. Primero, la velocidad de asentamiento es proporcional al cuadrado del diámetro de la gota, por lo tanto, una emulsión puede ser estabilizada reduciendo el diámetro de gota.

Las gotas de una emulsión están generalmente en el rango de 0.5-50 μm . Los tamaños mayores de 10-150 μm deben ser clasificadas como una dispersión.

Actualmente el 90 % de las técnicas utilizadas para la extracción de petróleo generan problemas de emulsión; los químicos usados en las fracturas de la

formación, estimulaciones de pozos, inhibición de corrosión, frecuentemente causan problemas de emulsión muy severos, por lo que existen también métodos para romperlas, tales como el calentamiento, aditivos químicos, tratamiento eléctrico y asentamiento.

En la siguiente tabla se aprecia la variación de la velocidad de sedimentación, para gotas de diferente tamaño en función de la temperatura de operación, se puede observar que para sedimentar a velocidades operativas, se deben lograr gotas con diámetros mayores o iguales a 500 micrones si operan los tanques separadores con fluido a 250°F. De los parámetros que intervienen en la ecuación (1), la densidad del petróleo es el parámetro de mayor influencia debido a su gran sensibilidad con la temperatura.

Tabla 1. Velocidad de sedimentación libre

Temperatura de operación		Velocidad de sedimentación libre (cm/s), crudo de 12° API (0,986) y agua de 10000 mg/l 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	$3,6 \times 10^{-6}$	$5,8 \times 10^{-5}$	$3,6 \times 10^{-2}$	$1,4 \times 10^{-1}$

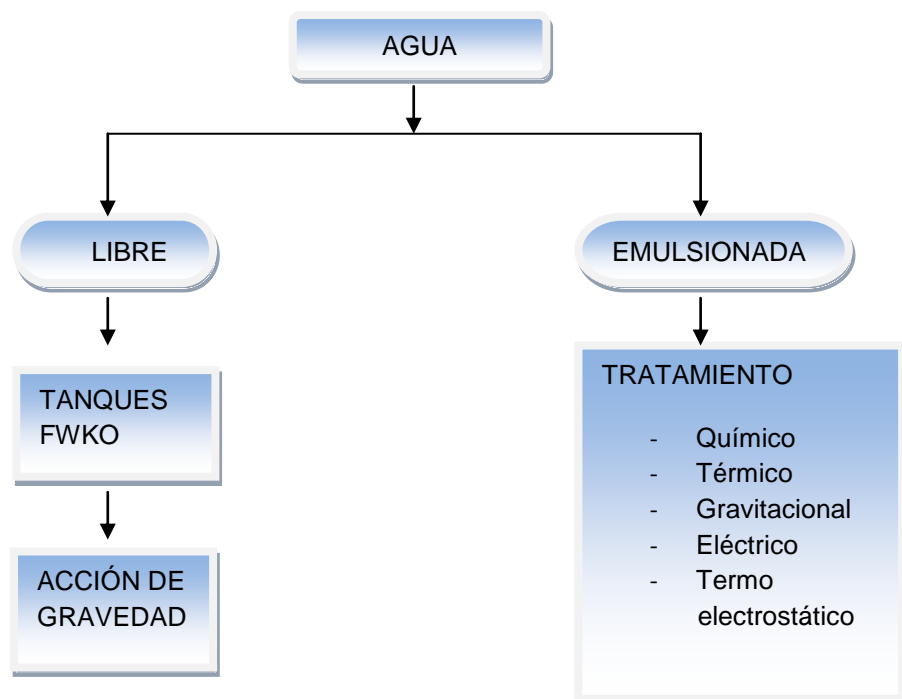
Fuente: Análisis y diagnóstico del funcionamiento operacional de la planta deshidratadora del campo Cantagallo

1.2.2 Métodos de tratamiento para la deshidratación. Dependiendo del tipo de aceite y de la disponibilidad de recursos se combinan cualquiera de los

siguientes métodos típicos de deshidratación para el tratamiento de emulsiones: químico, térmico, gravitacional, eléctrico y termo electrostático.

En general, se usa una combinación de los métodos térmicos y químicos con uno eléctrico para lograr la deshidratación efectiva de la emulsión agua-aceite.

Figura 5. Representación del tipo de tratamiento de deshidratación



Tratamiento químico. Romper químicamente una emulsión involucra el uso de un desemulsificante, denominado en las áreas operacionales de la industria petrolera como química deshidratante. El propósito de los desemulsificantes es romper la emulsión para obtener crudo seco y agua limpia; estos pueden ser aplicados en un amplio rango de temperaturas para conseguir el resultado deseado. La selección adecuada, de acuerdo con las características del fluido y la disponibilidad de facilidades de producción y la aplicación son determinantes para un tratamiento exitoso.

Existen varias teorías que tratan de explicar la acción del agente desemulsificante. La primera afirma que el desemulsificante neutraliza el agente emulsificante, lo cual se obtiene al agregar a una emulsión de agua en aceite un emulsificante que tienda a formar una emulsión de aceite en agua o inversa. Al formar la emulsión se tiene una condición intermedia en la cual se efectúa una completa separación. El mismo efecto neutralizante se logra cuando el agente agregado altera las relaciones de tensión interfacial o relaciones de *mojabilidad* entre el emulsificante y las fases de emulsión. La segunda se refiere a un debilitamiento o contracción de la película emulsificante que ocasiona su rompimiento. La tercera afirma que las cargas eléctricas de las gotas de agua pueden ser neutralizadas si se agrega un reactivo que ionice positivamente.

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

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

La formulación óptima se define como un estado de equilibrio entre las afinidades del surfactante para la fase acuosa y para la fase oleica. Se han determinado cuantitativamente los efectos de las diferentes variables de

formulación como salinidad, WOR, temperatura, entre otras, sobre el equilibrio hidrofílico/lipofílico entre el surfactante y su ambiente físico-químico.

En un sistema surfactante-agua-aceite, la formulación óptima se logra cuando en un barrido unidimensional de cualquier variable de formulación, el sistema presenta una tensión interfacial mínima, acompañada en general de la aparición de un sistema trifásico en el cual la mayor parte del surfactante está en la fase media. Para el caso de emulsiones agua en crudo es poco corriente poder observar tal sistema trifásico y la inestabilidad se detecta por el progreso de la coalescencia y la evolución de la tensión interfacial dinámica. Para conseguir esta condición en una emulsión *W/O* que ya contiene un surfactante lipofílico, se debe añadir un surfactante hidrofílico de peso molecular promedio o bajo de manera que el parámetro característico de la mezcla produzca una emulsión inestable.

La formulación óptima es independiente de la concentración de surfactante y de la cantidad de la fase media. Por lo general, los desemulsionantes comerciales son mezclas de varios componentes que tienen estructuras químicas diferentes y materiales poliméricos, así como una amplia distribución de peso molecular. Están conformados por un 30 a 50% de materia activa (surfactantes) más la adición de solventes adecuados, tales como nafta aromática y alcoholes. Entre los más utilizados están los copolímeros bloques de óxido de etileno y de óxido de propileno, las resinas alquil-fenol formaldehídos, las poliaminas, alcoholes grasos, aminas oxialquiladas y poliesteramianas y sus mezclas.

- **Inyección del desemulsificante.** El punto de inyección más adecuado para el desemulsificante corresponde al múltiple de producción, donde la entrada de las líneas de flujo forma mezcladores naturales, lo que facilita el contacto del rompedor con la interfase agua/aceite de las gotas de agua dispersas en la fase aceite. Dentro del tratamiento químico se utilizan dos pruebas específicas.

- **Pruebas de botella:** La determinación del tratamiento a seguir se establece inicialmente en pruebas de laboratorio, llamadas pruebas de “botella”, donde se selecciona el tipo de rompedor más eficiente, así como su correspondiente dosificación.
- **Pruebas de campo:** Las pruebas de botella deben ser confirmados mediante pruebas de campo, con una duración mínima de 8 días, donde los resultados sean representativos y estables.

Tratamiento térmico. Consiste en el calentamiento del crudo mediante equipos de intercambio de calor, tales como calentadores de crudo para reducir la viscosidad del aceite, lo cual favorece el choque de las gotas de agua. Se forman así otras gotas de mayor tamaño (*coalescencia*), las cuales se precipitan por efecto de gravedad.

Los tratadores-calentadores pueden ser de tipo directo e indirecto en función de la forma en que se aplica el calor. En los calentadores-tratadores de tipo directo el calor es transferido por contacto directo de la corriente alimentada con el calentador. Aunque este tipo presenta problemas de sedimentos y de corrosión pueden manejar mayores volúmenes de fluidos con menor gasto de combustible que los calentadores indirectos.

Estos calentadores directos operan eficientemente en procesos operando en baja presión y donde los fluidos manejados no son muy corrosivos.

El diseño normal de un tratador-calentador tipo vertical cumple las siguientes funciones:

- Desgasificado de la emulsión de entrada.
- Remoción de arenas, sedimentos y agua libre previo al calentamiento.
- Lavado con agua y calentamiento de la emulsión.
- Coalescencia y asentamiento de las gotas de agua.

El aceite deshidratado caliente puede ser usado para precalentar la emulsión de entrada usando un intercambiador de calor. Los calentadores-tratadores no son recomendables para remover grandes cantidades de agua libre y ésta limitante llega a ser más aguda en yacimientos viejos con gran producción de agua congénita. En estos casos la instalación previa de un *EAL* (eliminador de agua libre), es una solución ideal.

Las mismas funciones básicas son previstas en un calentador directo tipo horizontal, la alimentación es parcialmente desgasificada, luego direccionada hacia la parte de abajo para la precipitación del agua libre y la arena. Después la alimentación es calentada y sufre una última desgasificación. Posteriormente a través de un distribuidor pasa a un baño de agua para finalmente pasar a la sección de coalescencia.

Las partículas sólidas, tales como arena, escama, productos de corrosión se depositarán en la parte inferior de estos equipos. Si estos sedimentos no son removidos puede causar los siguientes problemas:

- Acumularse y ocupar un volumen importante en el recipiente y eventualmente bloquear la corriente de alimentación.
- Bloquear la transferencia de calor y causar quemado del equipo de calentamiento.
- Interferir los controles de nivel, ánodos, válvulas, medidores y bombas.

Para prevenir el depósito de estos sedimentos se pueden instalar *hidrojets* que operando a 30 psi por arriba de la presión de operación del calentador pueden remover los sedimentos para su drenado por la parte inferior del recipiente.

En los calentadores de tipo indirecto primero se calienta un fluido; posteriormente a través de un intercambiador de calor el fluido de calentamiento transfiere calor a la corriente de alimentación. En este tipo de calentadores disminuye el riesgo de explosión y son utilizados en instalaciones

donde es posible recuperar calor, tales como el gas caliente de salida de las turbinas.

El calentamiento ya sea de tipo directo o indirecto tiene las siguientes ventajas:

2. Reduce la viscosidad de la fase continua.
3. Incrementa el movimiento browniano y la colisión de las gotas de agua para su coalescencia.
4. Incrementa la diferencia de densidad entre la salmuera y el crudo.
5. Promueve una mejor distribución del desemulsificante.
6. Disuelve las parafinas cristalizadas que le dan estabilidad a las emulsiones.
7. Debilita la película de emulsificante que rodea a las gotas de agua.

El calentamiento presenta las siguientes desventajas:

1. Migración de los compuestos más volátiles del crudo hacia la fase gas.
2. Incrementa los costos de combustible.
3. Incrementa los riesgos en las instalaciones.
4. Requieren mayor instrumentación y control.

Figura 6. Tratador Térmico



Fuente: www.primenergy-production.com

Tratamiento gravitacional. Se caracteriza por utilizar equipos de separación dinámica que permiten la dispersión de las fases de la emulsión y aceleran el proceso de separación gravitacional. Entre ellos se encuentran tanques sedimentadores, tanques de lavado, *Gun Barrel* y eliminadores de agua libre (*EAL*).

Los eliminadores de agua libre (*EAL*) son utilizados solamente para remover grandes cantidades de agua libre, la cual es agua producida en la corriente, pero que no está emulsionada y se asienta fácilmente en menos de 10-20 minutos. El crudo de salida de un *EAL* todavía contiene de 1 a 30 % de agua emulsionada. En el interior de estos recipientes que son de simple construcción y operación, se encuentran baffles para direccionar el flujo y platos de coalescencia.

El agua es removida por la fuerza de gravedad y esta remoción provoca ahorros en el uso de combustible de los calentadores. Un calentador requiere de 350 Btu para calentar un barril de agua 1 °F, pero solamente requiere 150 Btu para calentar 1 barril de crudo 1 °F. El calentamiento de agua, provoca problemas de incrustación y requiere del uso adicional de tratamiento químico muy costoso para prevenir la incrustación.

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

Tratamiento Eléctrico. Para el tratamiento eléctrico se utilizan equipos denominados deshidratadores electrostáticos; el principio básico consiste en colocar la emulsión bajo un campo eléctrico de corriente alterna o continua de alto potencial, después de un calentamiento previo moderado para acelerar el proceso de acercamiento de las gotas de fase dispersa.

En las emulsiones los emulsificantes forman una película alrededor de las gotas de agua, compuesta de moléculas polares que llevan una carga extra de electricidad, fácilmente alterada y que tiene atracción por el agua. Estas moléculas se ordenan alrededor de las gotas de agua formando una película, al aplicar el campo eléctrico de alto potencial, esta se altera y las partículas de agua emulsionada se cargan por inducción, produciendo fuerzas electrostáticas de atracción entre ellas. Puesto que la película emulsificante ya no es estable, las gotas de agua pueden unirse libremente, crecer y asentarse por gravedad. Experimentalmente se ha encontrado que la acción del campo eléctrico es casi nula cuando la distancia entre las gotas de agua es aproximadamente ocho veces el diámetro promedio de ellas, esto corresponde a un porcentaje de agua remanente por debajo de 0.2 %.

El potencial requerido varía con las características dieléctricas del aceite, el espaciamiento de los electrodos y la naturaleza de la película emulsificante; para aumentar la velocidad de unión y precipitación de las gotas de agua, se debe disminuir la viscosidad del crudo por medio de calentamiento moderado y para reducir las pérdidas de evaporación ocasionadas por el calentamiento, se pueden trabajar los deshidratadores a presión.

De acuerdo con la tasa de flujo a través del campo eléctrico, los deshidratadores eléctricos pueden ser de baja o de alta velocidad. Los deshidratadores eléctricos de baja velocidad utilizan electrodos horizontales y paralelos formados por anillos concéntricos y colocados en la parte superior del tratador. La distribución de la emulsión se hace en la parte intermedia del tratador y desde ahí sube hasta situarse entre los electrodos. La sección de

acumulación de agua está ubicada en la parte inferior y tiene drenaje permanente. Este tipo de deshidratadores se usa particularmente para tratar emulsiones que tiene una conductividad eléctrica relativamente baja, también para crudos pesados, los cuales debido a su alta viscosidad requieren condiciones lentas de flujo para facilitar el asentamiento del agua.

Los deshidratadores de alta velocidad utilizan electrodos horizontales y paralelos formados por anillos concéntricos colocados en la parte superior del tratador. Este tipo de deshidratadores se usa para tratar emulsiones de alta conductividad y crudos livianos de baja viscosidad.

Tratamiento Termo-electrostático. Este tipo de tratamiento se lleva a cabo en un tanque termo-electrostático o también llamado tratador químico eléctrico a presión, que combina todo el equipo necesario para tratar las emulsiones. Su objetivo principal es separar la emulsión y permitir la sedimentación del agua para obtener crudo limpio.

Los tratadores termo-electrostáticos son recipientes cilíndricos provistos internamente de dos secciones limitadas claramente; la primera corresponde a la zona de calentadores tubulares, cuyos quemadores consumen gas o aceite y en la segunda se encuentran dispuestas dos rejillas para crear un campo electrostático, una de ellas móvil que permite graduar el potencial eléctrico.

El tratador termo-electrostático usa cargas eléctricas para ayudar a las gotas de agua a combinarse entre sí para poder sedimentarse. Esto se hace posible debido a la composición molecular del agua, de tal forma que al presentar esta naturaleza polar, un polo positivo y otro negativo, al estar bajo la influencia de un campo electrostático, estas moléculas se orientan de acuerdo a la dirección de éste. Los tratadores reciben la emulsión cuando ésta ya ha sido tratada químicamente; la emulsión entra por la parte superior y fluye horizontalmente a través de varias secciones de tratamiento. Son utilizados generalmente cuando existen algunas circunstancias como:

- Cuando el gas combustible para calentar la emulsión no está disponible o es muy costoso.
- Cuando la pérdida de la gravedad API es económicamente importante
- Cuando grandes volúmenes de crudo son tratados en una planta a través de un número mínimo de recipientes.

Ventajas del tratamiento:

- El rompimiento de la emulsión se puede llevar a cabo a temperaturas más bajas que la que requieren los calentadores
- Debido a que sus recipientes son mucho más pequeños que los tratadores térmicos, son ideales para ser usados en plataformas costa afuera.
- Bajas temperaturas de tratamiento evitan problemas de corrosión e incrustaciones.

La mayor desventaja de el tratador termo-electrostático es el gasto adicional del sistema eléctrico requerido, sistemas de control y de mantenimiento.

Figura 7. Tratador termo-electrostático



Fuente: www.flargent.com

En general se puede decir que el uso de estos tratadores de determinadas dimensiones procesará el doble que un tratador de otro tipo que tenga las

mismas dimensiones, asimismo el uso de la electricidad permite la deshidratación a bajas temperaturas.

1.2.3 Equipos utilizados para la remoción del agua⁹. Existen diversos equipos para deshidratar crudos, los más empleados son los dinámicos entre los que se encuentran:

- Tanque cortador (Gun Barrel)
- Tanques lavadores (*wash tanks*).
- Calentadores - tratadores (*heaters - treaters*).
- Separadores de agua libre (*free water knockout*).
- Separadores electrostáticos (*electric treaters*).

Una instalación de tratamiento comienza con la separación de los fluidos provenientes del pozo en tres componentes; 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 trifásicos, en producción usualmente son verticales y bifásicos. El gas separado sigue desde el separador a proceso de 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)

⁹ G.P.A, op. cit., p. 8-11.

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 Planta de Tratamiento de Crudo (PTC) es poner el crudo en especificación de sales, agua y en algunos casos presión de vapor.

Tanque cortador (*Gun Barrel*). Un *Gun Barrel* es un tanque tratador con flujo descendente central vertical que opera a presión atmosférica; 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).

Figura 8. Gun Barrel



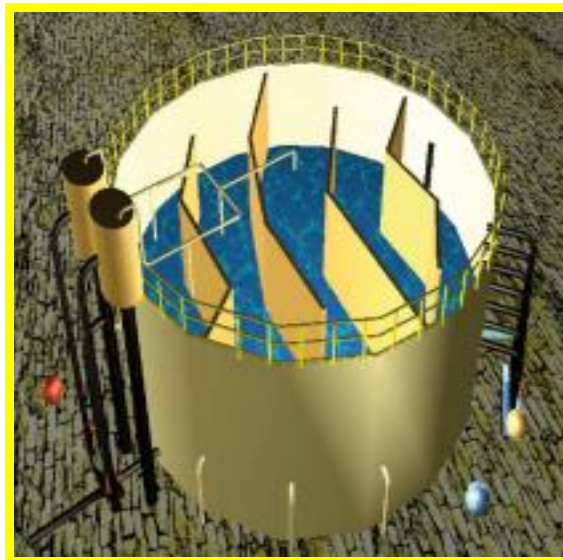
Fuente: www.ecopetrol.com.co/.../top-production

Tanques lavadores (*Wash Tanks*). Un tanque lavador está 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 *Gun Barrel* existen muchos diseños de estos tanques, y en algunos casos, ambos pueden estar funcionando en uno solo.

En un *Wash Tank* la salinidad del colchón de agua debe ser controlada regularmente para que mantenga la 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.

Figura 9. Tanque de lavado con placas



Fuente: Modificado Tratamiento de crudos. Modulo 3

Calentadores - Tratadores (*Heater Treater*). Un calentador-tratador 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

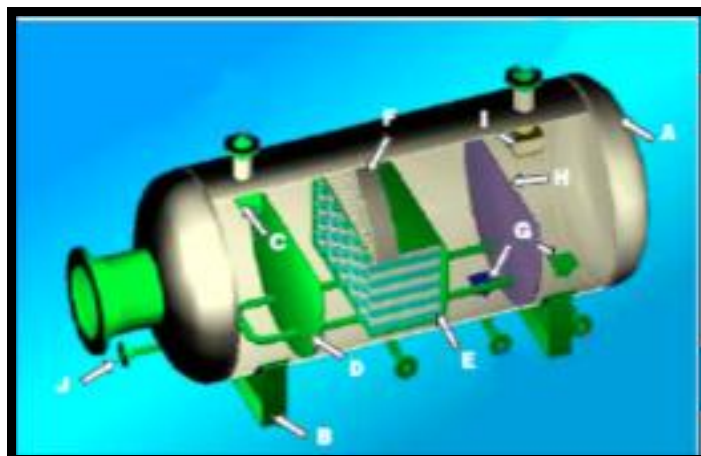
horizontales o verticales. En un *Heater Treater* vertical por ejemplo, la emulsión ingresa por la parte superior y viaja en caída vertical por un tubo hasta el dispersor que se aloja debajo de la línea del tubo de fuego.

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 los Calentadores-Tratadores 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 *Heater Treater* resume, en un solo equipo los efectos químicos, de 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.

Figura 10. Free Water knockout



Fuente: Tratamiento de crudos. Modulo 3

En la figura anterior se observan los elementos que conforman un separador de agua libre *FWKO*:

A: Recipiente	I: Eliminador de niebla
B: Soporte	C: Distribuidor de entrada
D: Placas perforadas	E: Placas de coalescencia
F: Eliminador de espuma	G: rompe vórtice
H: Placas de desborde de crudo	J: Sand jet

Tratadores Eléctricos (*Electrical Dehydrators*). 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 cargas positivas y negativas orientadas). Dos gotas atraídas por el dipolo, coalescen entre si y crecen.

1.2.4 Intercambiadores de calor¹⁰. Un intercambiador de calor es un equipo utilizado para enfriar un fluido que está más caliente de lo deseado, transfiriendo este calor a otro fluido que está frío y necesita ser calentado. La transferencia de calor se realiza a través de una pared metálica o de un tubo que separa ambos fluidos.

Las aplicaciones de los intercambiadores de calor son muy variadas y reciben diferentes nombres:

- **Intercambiador de Calor:** Realiza la función doble de calentar y enfriar dos fluidos.
- **Condensador:** Condensa un vapor o mezcla de vapores.
- **Enfriador:** Enfría un fluido por medio de agua.

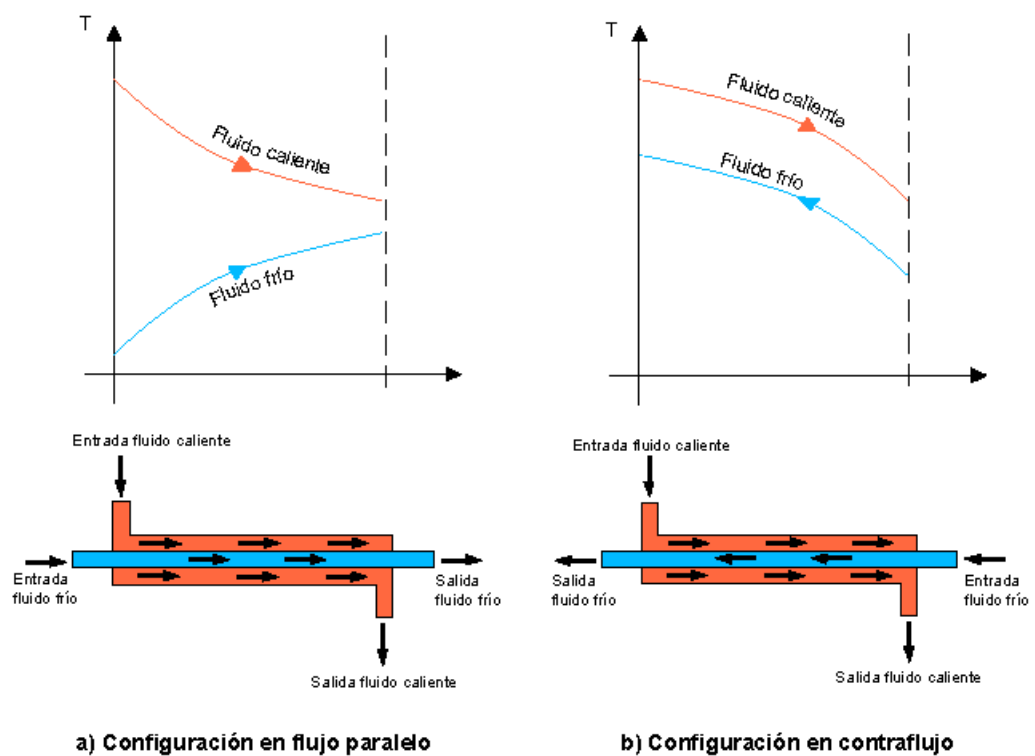
¹⁰ Perry & Chilton. MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO, sección 10. Transferencia de Calor, sección 11. Equipos de Transferencia de Calor. Mc Graw Hill

- **Calentador:** Aplica calor sensible a un fluido.
- **Rehervidor:** Conectado a la base de una torre fraccionadora proporciona el calor de reebullición que se necesita para la destilación.
- **Vaporizador:** Un calentador que vaporiza parte del líquido

Los intercambiadores de calor se clasifican en cuatro tipos:

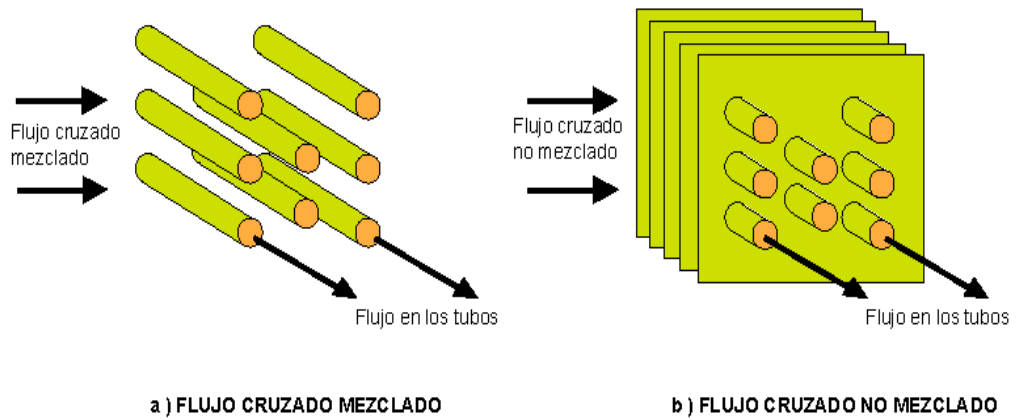
- **Según el arreglo del flujo:** Flujo paralelo, contra flujo y flujo cruzado.
- **Según el tipo de construcción:** Doble tubo, tubo y coraza y compactos

Figura 11. Intercambiadores de calor de tubos concéntricos



Fuente: Modificado Fundamentos de transferencia de calor. Frank Incropera

Figura 12. Intercambiadores de calor de flujo cruzado



Fuente: Fundamentos de transferencia de calor. Frank Incropera

Coefficiente global de transferencia de calor. El coeficiente global de transferencia de calor se puede expresar como:

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{U_c A_c} = \frac{1}{U_h A_h} \quad (3)$$

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{\eta_o h A_e} + \frac{R''_{f,c}}{\eta_o A_e} + R_w + \frac{R''_{f,h}}{\eta_o A_h} + \frac{1}{\eta_o h A_h} \quad (4)$$

Donde:

- U: Coeficiente global de transferencia de calor (BTU/h. ft². °F)
- A: Área superficial total (ft²)
- c: Subíndice del Fluido frío (adim)
- h: Subíndice del Fluido caliente (adim)
- R_f: Factor de impureza (h.ft².°F/BTU)
- R_w: Resistencia de conducción (Ω)
- η_o: Eficiencia superficial global o efectiva de la temperatura (adim)

Tabla 2. Factores de impureza representativos

Fluido	Rf "
Agua de mar y agua tratada para alimentación de una caldera (por debajo de 50 ° C)	0.0001
Agua de mar y agua tratada para alimentación de una caldera (por arriba de 50 °C)	0.0002
Agua de río (por debajo de 50 °C)	0.0002 – 0.001
Aceite de motor	0.0009
Líquidos refrigerantes	0.0002
Vapor (no aceitoso)	0.0001

Fuente: Fundamentos de transferencia de calor. Frank Incropera

La cantidad η_o se denomina *eficiencia superficial global efectiva de la temperatura* de una superficie con aletas. Se define de modo que, la transferencia de calor es:

$$\dot{Q} = \eta_o h A (\Delta T) \quad (5)$$

Donde:

- \dot{Q} : Transferencia de calor entre los fluidos (BTU/h)
- ΔT : Diferencia de temperatura (°F)
- h: Coeficiente de transferencia del calor para el fluido (BTU/h.ft².°F)

Para los intercambiadores de calor tubulares, sin aletas, la ecuación (3) se reduce a:

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{U_i A_i} = \frac{1}{U_o A_o} \quad (6)$$

Donde los subíndices i y o se refieren a las superficies interna y externa del tubo.

Tabla 3. Valores representativos del coeficiente global de transferencia de calor

Combinación de fluidos	U [W/m ² .K]
Agua con agua	850 - 1700
Agua con aceite	110 - 350
Condensador de vapor (agua en tubos)	1000 - 6000
Condensador de amoníaco (agua en tubos)	800 - 1400
Condensador de alcohol (agua en tubos)	250 - 700
Intercambiador de calor de tubos con aletas (agua en tubos, aire en flujo cruzado)	25 - 50

Fuente: Fundamentos de transferencia de calor. Frank Incropera

Análisis térmico de un intercambiador de calor. El objetivo de un análisis térmico en un intercambiador de calor es el de ser capaces de expresar el calor transferido, q , del fluido caliente al fluido frío, en términos del coeficiente global de transferencia de calor. El área de transferencia de calor A , y las temperaturas de entrada y salida de los fluidos caliente y frío.

Para la transferencia total de calor entre los fluidos caliente y frío podemos plantear un balance de energía global. Si la pérdida del intercambiador con los alrededores es despreciable, así como los cambios de energía potencial y cinética, este da por resultado:

$$\dot{Q} = \dot{m}_h (i_{h,i} - i_{h,o}) \quad (7)$$

$$\dot{Q} = \dot{m}_c (i_{c,o} - i_{c,i}) \quad (8)$$

(8)

Donde i específica es la entalpía del fluido. Los subíndices h y c se refieren a los fluidos caliente y frío, en tanto que i y o designan las condiciones de entrada y salida de los fluidos. El flujo másico de los fluidos se especifica como \dot{m} en unidades de lb/h.

Si los fluidos no experimentan cambio de fase y se suponen calores específicos constantes, estas expresiones se pueden escribir como:

$$\dot{Q} = \dot{m}_h C_{p,h} (T_{h,i} - T_{h,o}) \quad (9)$$

$$\dot{Q} = \dot{m}_c C_{p,c} (T_{c,o} - T_{c,i}) \quad (10)$$

Donde las temperaturas que aparecen en las expresiones se refieren a las temperaturas medias del fluido en las condiciones que se señalan, y C_p (BTU/lb. °F)

Se desea obtener una expresión que relacione el calor total transferido en el intercambiador con la diferencia de temperatura entre los fluidos caliente y frío

$$\dot{Q} = UA \cdot \Delta T_m \quad (11)$$

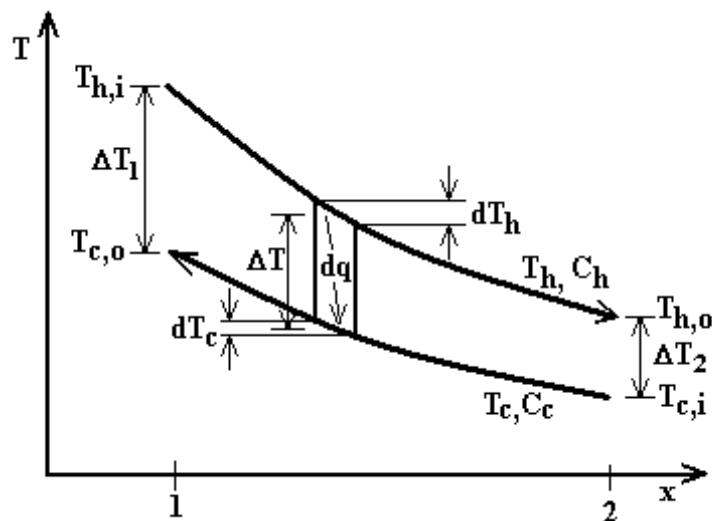
Donde ΔT_m es una diferencia de temperaturas media apropiada, U es el coeficiente global de transferencia de calor y A el área superficial total, en las unidades especificadas anteriormente.

Una metodología de análisis térmico de intercambiadores de calor, es el *Método F-DTML*, llamado Método de la diferencia de temperatura media logarítmica. Considerando un intercambiador de calor de contraflujo o contracorriente.

La forma de ΔT_m se puede determinar mediante la aplicación de un balance de energía para elementos diferenciales de fluidos caliente y frío. Los balances de energía y análisis subsecuentes están sujetos a las siguientes suposiciones simplificadoras:

1. El intercambiador de calor está aislado
2. La conducción axial a lo largo de los tubos es insignificante
3. Los cambios de energía cinética y potencial son despreciable
4. Los calores específicos y el coeficiente global de transferencia de calor son constantes

Figura 13. Variación de la temperatura para flujo en contracorriente



Fuente: Fundamentos de transferencia de calor. Frank Incropera

$$dq = -\dot{m}_h \cdot C_{p,h} \cdot dT_h \equiv -C_h \cdot dT_h \quad (12)$$

$$dq = -\dot{m}_c \cdot C_{p,c} \cdot dT_c \equiv -C_c \cdot dT_c \quad (13)$$

Donde C_h y C_c son las *capacitancias térmicas de los flujos* caliente y frío, respectivamente. La transferencia de calor dq a través del área superficial dA también se puede expresar como:

$$dq = U \cdot \Delta T \cdot dA \quad (14)$$

$$\Delta T \equiv T_h - T_c$$

$$d(\Delta T) = dT_h - dT_c$$

Sustituyendo dT_h y dT_c de las expresiones anteriores

$$d(\Delta T) = dq \left(\frac{1}{C_c} - \frac{1}{C_h} \right)$$

Reemplazando dq e integrando a lo largo del intercambiador, entre los extremos 1 y 2:

$$\ln \left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right) = UA \left(\frac{1}{C_c} - \frac{1}{C_h} \right)$$

Se sustituye ahora C_h y C_c de los balances globales para cada fluido:

$$\ln \left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right) = UA \left(\frac{T_{c,o} - T_{c,i}}{q} - \frac{T_{h,i} - T_{h,o}}{q} \right) = \frac{UA}{q} \left(T_{h,o} - T_{c,i} \right) \left(T_{h,i} - T_{c,o} \right)$$

Para un intercambiador en contraflujo las diferencias de temperaturas en los puntos extremos son:

$$\Delta T_1 = T_{h,1} - T_{c,1} = T_{h,i} - T_{c,o}$$

$$\Delta T_2 = T_{h,2} - T_{c,2} = T_{h,o} - T_{c,i}$$

Con lo que la expresión anterior queda:

$$\dot{Q} = UA \cdot \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\text{Ln}\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} \quad (15)$$

Se puede concluir que la diferencia de temperatura media apropiada es la diferencia de temperatura media logarítmica ΔT_{ml} . En consecuencia se escribe:

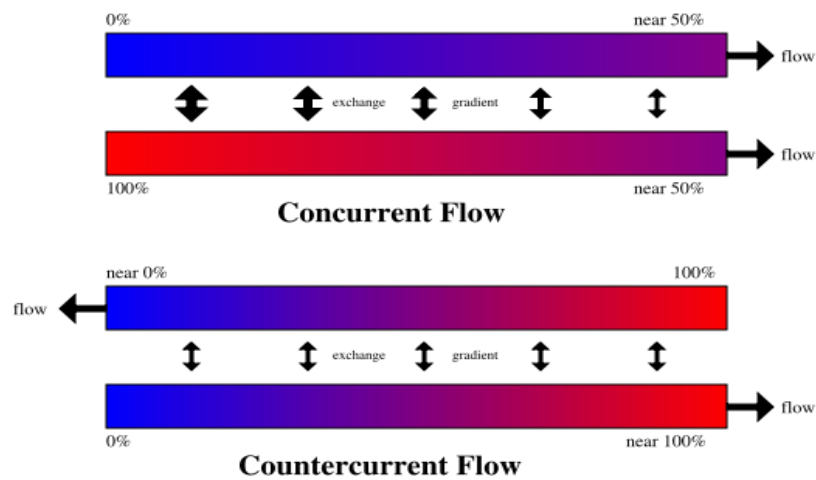
$$\dot{Q} = UA \cdot \Delta T_{ml} \quad (16)$$

Donde:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\text{Ln}\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\text{Ln}\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (17)$$

Comparando las diferencias de temperaturas medias logarítmicas para intercambiadores de calor con flujo paralelo y contraflujo vemos que:

Figura 14. Flujos para intercambiadores de tubos concéntricos



Fuente: Fundamentos de transferencia de calor. Frank Incropera

$$\Delta T_{ml,CF} > \Delta T_{ml,FP}$$

Condiciones especiales de intercambiadores de calor

- $C_h \gg C_c$ o vapor que se condensa, $C_h \rightarrow \infty$
- Líquido que se evapora $C_h \ll C_c$ o $C_c \rightarrow \infty$
- Intercambiador de calor en contraflujo con capacidades térmicas de flujo equivalentes $C_h = C_c$

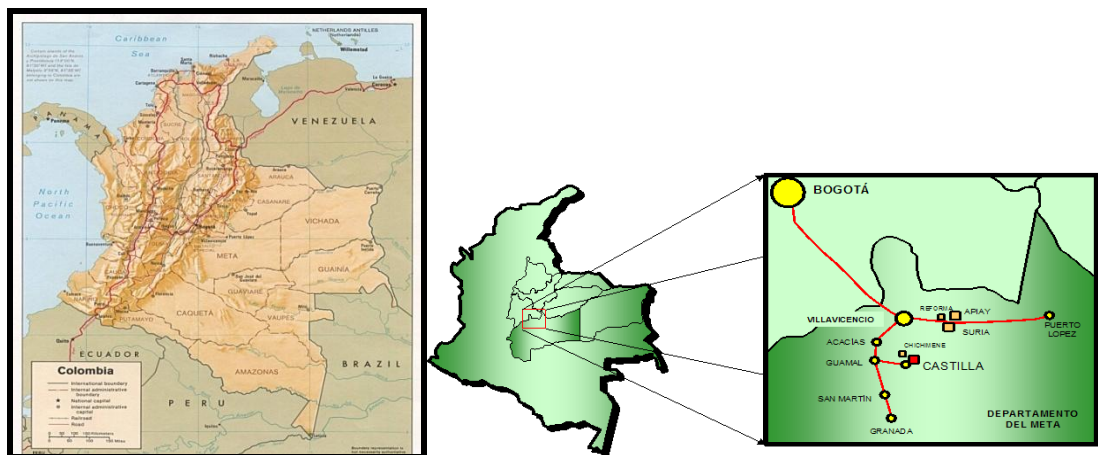
Para el caso especial en que $C_h = C_c$. La diferencia de temperaturas ΔT debe entonces ser una constante a través del intercambiador, en cuyo caso $\Delta T_1 = \Delta T_2 = \Delta T$

2. GENERALIDADES DE LA PLANTA PILOTO PARA LA DESHIDRATACION

2.1 CARACTERIZACION DEL CRUDO SAN FERNANDO

El crudo de la formación San Fernando o T2 se encuentra localizado en la cuenca de los Llanos Orientales a una profundidad de 7000 ft, con cerca de 10 pozos ubicados en los Campos Chichimene y Castilla de la Superintendencia de Operaciones de Apiay de ECOPETROL S.A.¹¹

Figura 15. Localización de la formación San Fernando



Fuente: Tomado de ECOPETROL S.A

El crudo San Fernando es un crudo extrapesado, con una gravedad API de 8.7 grados. Debido a la alta densidad que presenta el crudo, éste se encuentra ubicado debajo de la fase de agua libre y no por encima de ella como debería encontrarse normalmente. Esta característica del crudo infiere que se debe manipular los fluidos de manera tal, que el crudo se ubique exactamente

¹¹ Instituto Colombiano del Petróleo

encima de la fase de agua libre para permitir que ésta sea retirada convencionalmente por sedimentación. Posteriormente al proceso de deshidratación, el crudo debe ser llevado a un proceso de desasfaltado para que finalmente obtenga las condiciones deseadas de venta. Este último proceso no hace parte de este trabajo.

Tabla 4. Características actuales del crudo San Fernando.

API	8.7 °API
Viscosidad @ 25°C	314000 cP
Densidad	61.1 lb/ft ³
Asfaltenos	15 %w
Punto de chispa	63 °C
Corte de agua actual	10 %vol
GOR @ condiciones estándar (14.7 psia y 60°F)	64.5 SCF/STB
Sedimento básico y agua	4 %vol
Agua libre	6 %vol
OOIP Yacimiento San Fernando	890 MMBIs
Temperatura del crudo en fondo de pozo	86 °C

Fuente: Instituto Colombiano del Petróleo

2.2 REQUERIMIENTOS DE LA PLANTA PILOTO

Debido a que ECOPETROL S.A. estima que al incrementar la producción del crudo extrapesado de la formación T2 o formación San Fernando, dicho yacimiento incrementa significativamente su tasa de agua, se hace necesario implementar un sistema para la remoción del agua de formación que vendría con el crudo T2.

Antes de proceder a realizar el diseño de una unidad de deshidratación a nivel industrial, se plantea realizar el diseño de la misma a escala piloto, de manera que se pueda simular físicamente el proceso de deshidratación del crudo, para evaluar el comportamiento del mismo y poder prever los riesgos que supone la operación en continuo, anticipando la necesidad de realizar cambios a las condiciones de operación de la unidad industrial para obtener separaciones eficientes, simulando emulsiones con diferentes cortes de agua que permitan evaluar el comportamiento del proceso.

Para realizar el diseño de la planta de deshidratación a escala piloto se parte de la premisa de que el crudo San Fernando tendrá cortes de agua entre el 60 % y el 90% en volumen; por lo tanto, la planta debe operar eficazmente para estos cortes de agua.¹²

2.3 GENERALIDADES DE LA DESHIDRATACION DEL CRUDO SAN FERNANDO

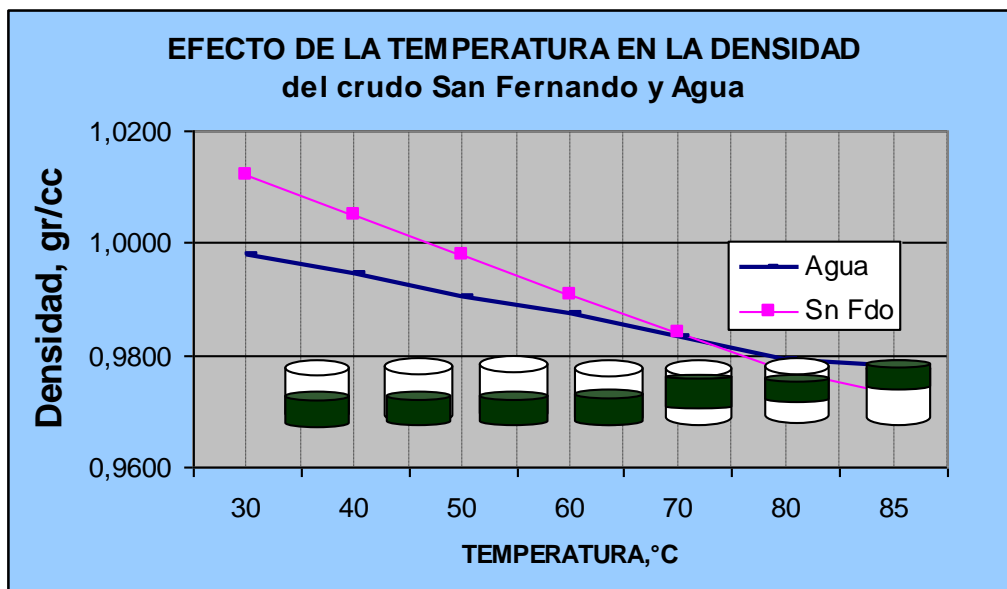
El crudo T2 por ser extrapesado no puede ser deshidratado de manera convencional. Para realizar este proceso es necesario diluirlo con un crudo liviano o solvente o someterlo a condiciones de temperatura muy elevadas. La experiencia que tiene ECOPETROL S.A. con el crudo pesado Castilla (13°API) muestra que la deshidratación de este crudo se lleva a cabo a temperaturas de 85°C. Esto genera una diferencia de densidades de 0.045 g/cm³. Si se quiere deshidratar un crudo de menos de 10°API con esa diferencia de densidades se debe calentar por encima de los 130°C, lo cual implicaría la utilización de equipos no convencionales.

Adicional a la diferencia de densidades, otro parámetro importante en los procesos de deshidratación es la viscosidad de los fluidos. Mientras que la viscosidad del crudo Castilla a 85°C es aproximadamente 90 cP, el crudo T2 a esa misma temperatura tendría una viscosidad de aproximadamente 5000 cP;

¹² Instituto Colombiano del Petróleo

estos dos parámetros indican que necesariamente para deshidratar el crudo T2 se debe diluir.

Figura 16. Variación de la densidad con la temperatura.

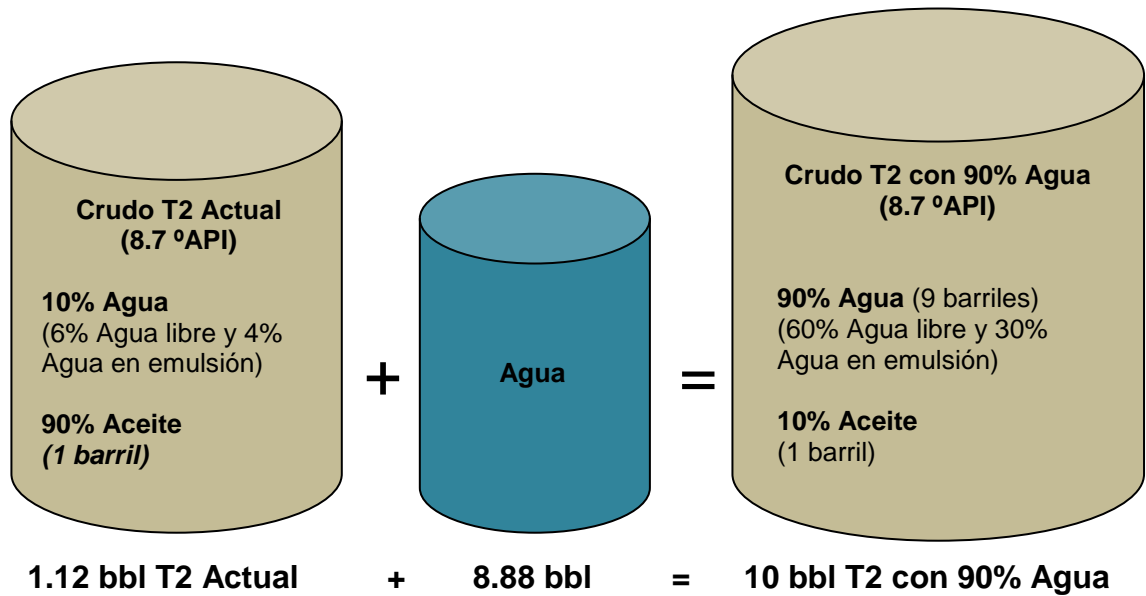


Fuente: Instituto Colombiano del Petróleo

2.4 ACONDICIONAMIENTO DEL CRUDO

Partiendo del crudo actual que tiene un corte de agua del 10% en volumen (4% en emulsión y 6% agua libre) y una gravedad API de 8.7, se debe llegar a un crudo en la planta piloto con una gravedad API de 13 grados y un corte de agua cercano al 90% en volumen (30% en emulsión y 60% como agua libre). La cantidad de aceite del crudo de 8.7 °API que se debe manejar en la planta de deshidratación a nivel piloto es de 1 barril. El corte de agua se manipula mediante la adición de agua y la gravedad API mediante la dilución con un solvente de mayor gravedad API (véase figuras 17 y 18).

Figura 17. Adición de agua al crudo San Fernando.



Elección del diluyente. Para diluir el crudo T2 se cuenta con dos opciones, diluirlo con el mismo solvente con el que se realiza el proceso de desasfaltado (Apiasol) o diluirlo con nafta. En el caso de la planta piloto para deshidratación del crudo San Fernando que operaría dentro de las instalaciones del Instituto Colombiano del Petróleo se usaría nafta como fluido de dilución ya que se cuenta con este elemento dentro de las instalaciones de plantas piloto y es menos costoso que el Apiasol.

Determinación del caudal de diluyente. Partiendo de la gravedad API de la mezcla que se quiere obtener (13 °API) se determina la densidad de la misma (ecuación 2) y posteriormente se halla el flujo volumétrico necesario de nafta (ecuación 4).

$$GE|_{@60^{\circ}F} = \frac{141.5}{^{\circ}API + 131.5} = \frac{\rho}{\rho_w}|_{@60^{\circ}F} \quad (18)$$

Donde:

GE: Gravedad Específica del fluido	(adim)
°API: Gravedad API del fluido	(grados API)
ρ : Densidad del fluido	(lb/ft ³)
ρ_w : Densidad del agua	(lb/ft ³)

De esta misma manera se determina la densidad del aceite que tiene el crudo San Fernando actual, a partir de una gravedad API de 8.7 grados. La densidad de una mezcla se obtiene a partir de las densidades y caudales de los fluidos que la componen:

$$\rho_m = \frac{\rho_o \cdot q_o + \rho_n \cdot q_n}{q_o + q_n} \quad (19)$$

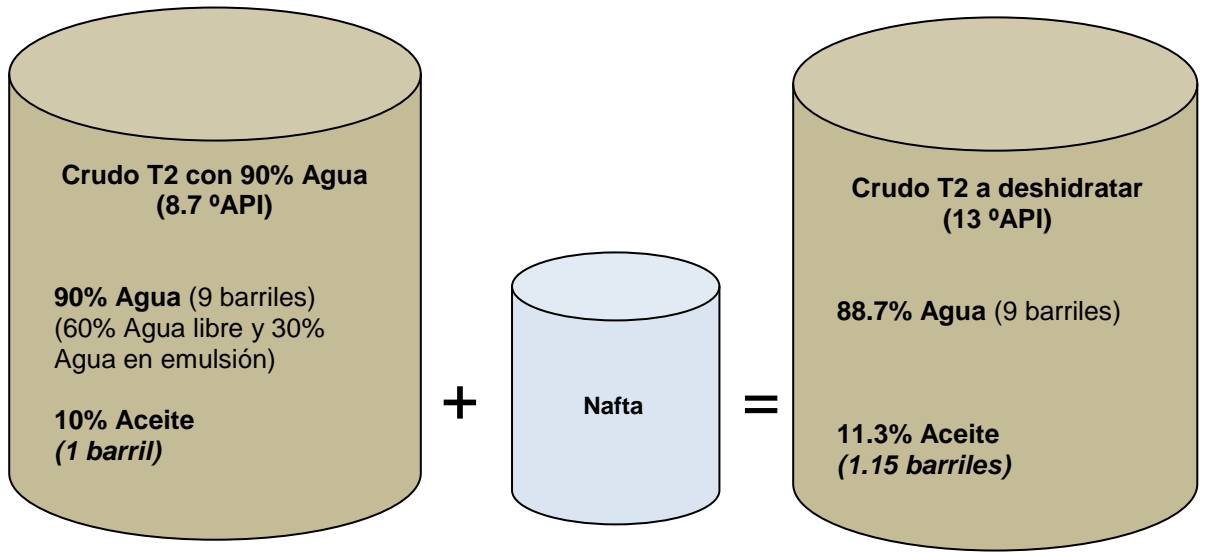
En este caso, la mezcla (fluido de 13 °API) se compone por la nafta de dilución y el aceite del crudo San Fernando (fluido de 8.7 °API) como es mostrado en la *figura 17*. Entonces se puede despejar el caudal de nafta necesario, q_n :

$$q_n = \frac{q_o \cdot \rho_m - q_o \cdot \rho_o}{\rho_n - \rho_m} \quad (20)$$

Donde:

ρ_m : Densidad de la mezcla de 13 °API	(lb/ft ³)
ρ_o : Densidad del aceite actual de 8.7 °API	(lb/ft ³)
ρ_n : Densidad de la nafta (simulada en Hysys)	(lb/ft ³)
q_o : Caudal de aceite	(bbl por día)
q_n : Caudal de la nafta	(bbl por día)

Figura 18. Dilución del crudo San Fernando.



$$10 \text{ bbl T2 con } 90\% \text{ Agua} + 0.15 \text{ bbl nafta} = 10.15 \text{ bbl T2 (13 } ^\circ\text{API)}$$

La siguiente tabla muestra las respectivas densidades de los fluidos.

Tabla 5. Densidad de los fluidos.

Fluido	Densidad (lb/ft ³) @ 60°F	
Aceite	63	(8,7 °API)
Nafta	48.33	(51,3 °API)
Mezcla	61.13	(13 °API)

Luego el caudal de nafta necesario para diluir 1 barril de aceite de 8.7 °API por día es de **0.1464** \approx **0.15** barriles por día. De esta manera se obtienen 1.15 barriles por día de aceite de 13 °API que sumados a los 9 barriles de agua dan 10.15 barriles de crudo con corte de agua del 88.7%.

2.5 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA PILOTO PARA DESHIDRATACION

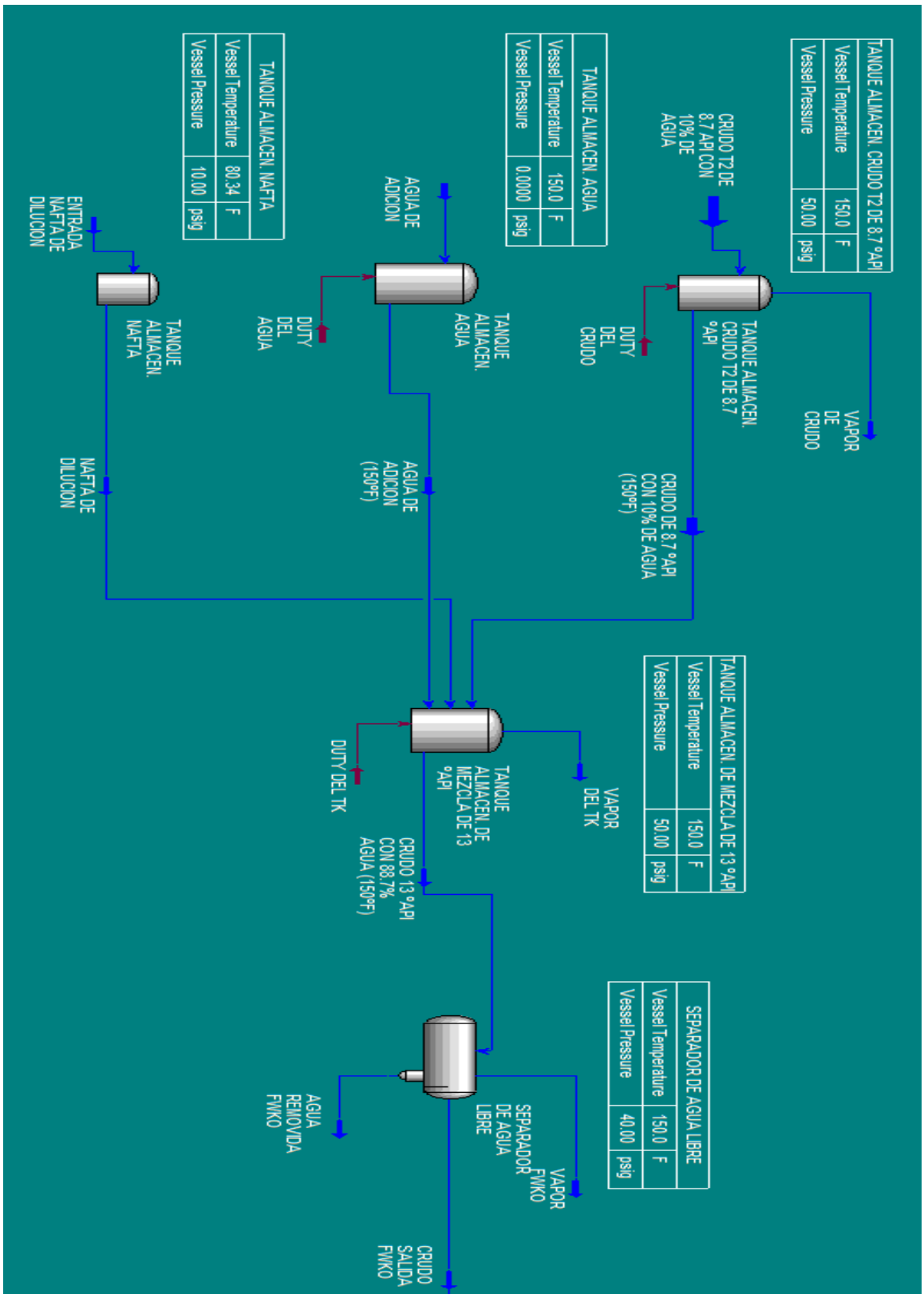
El proceso de deshidratación del crudo T2 inicia cuando la mezcla de 13 °API es enviada al sistema de remoción de agua libre y tratamiento. Este sistema está conformado por un separador de agua libre (*FWKO*), un tratador térmico (*Heater Treater*) y un tanque de asentamiento.

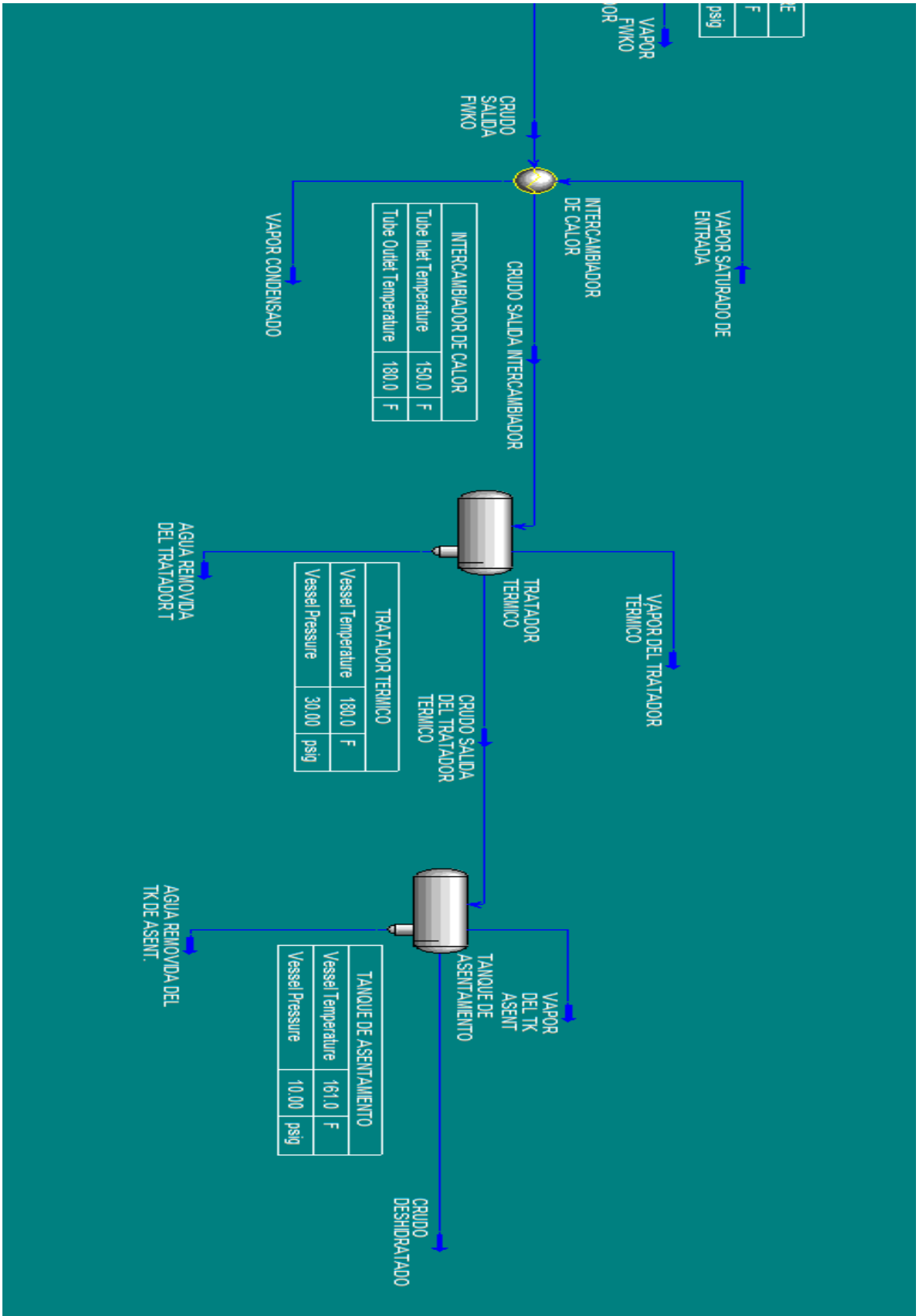
La mezcla se alimenta al *FWKO*, el cual es un separador trifásico que opera a 40 psig de presión y suministra el tiempo de permanencia necesario para la separación del gas y el agua libre asociados al crudo pesado que se deshidrata. En este separador se remueve el 100% del agua libre del crudo, depositándose en el fondo de la sección principal la cual se encuentra dividida por un baffle de la siguiente sección en donde se acumula la fracción de crudo pesado junto con el agua emulsionada presente; mientras el gas que se separa se acumula en la cima de estas dos secciones del separador.

El crudo saliente en forma de emulsión se envía hacia el tratador térmico *heater treater*, que es un separador trifásico con calentamiento externo (*véase diseño del tratador térmico*) que opera a 30 psig de presión y suministra la temperatura necesaria para romper la emulsión agua - aceite y el tiempo de permanencia necesario para la separación del gas, el aceite y el agua, por efecto del calentamiento. En este tratador térmico, parte del agua emulsionada se separa del gas y del aceite una vez se rompe la emulsión. El calentamiento externo se hace mediante un equipo intercambiador de calor que opera con vapor proporcionado por plantas piloto del ICP.

El crudo que sale del tratador térmico entra al tanque de asentamiento, el cual le suministra el tiempo de permanencia necesario para la separación del resto de gas y del agua contenida en el crudo obteniéndose el producto crudo pesado deshidratado con un BS&W menor o igual al 0.5%.

Figura 19. PFD Deshidratación crudo San Fernando. (Página 1)





2.6 DISEÑO DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Los tanques de almacenamiento son una herramienta fundamental en la industria petrolera, ya que ellos permiten además de almacenar los productos, medir sus propiedades con el fin de optimizar la calidad del producto antes de salir al mercado.

Con el pasar de los años se han ido modernizando y hoy en día se encuentran diversos tipos de tanques que se acoplan a los requerimientos y parámetros establecidos a la hora de almacenar un determinado producto.

2.6.1 Consideraciones para el diseño. Para realizar el diseño de los tanques de almacenamiento de deben tener en cuenta las siguientes consideraciones:

- Necesidades de almacenamiento.
- Volúmenes (máximo, mínimo).
- Tipo de producto, especificaciones y comportamiento.
- Áreas disponibles, distancias a otras instalaciones.
- Norma ASME para recipientes a presión.

Los tanques de almacenamiento que se requieren diseñar son un tanque para el almacenamiento de agua, un tanque para el almacenamiento de nafta, un tanque para el almacenamiento del crudo proveniente de la formación San Fernando a condiciones actuales y un tanque de almacenamiento para la mezcla de estos tres componentes.

Las capacidades aparentes de almacenamiento (*véase 2.4 Acondicionamiento del crudo*) son 8.88 barriles para el tanque del agua, 0.15 barriles para el tanque de la nafta, 1.12 barriles para el tanque del crudo T2 a condiciones actuales y 10.15 barriles para la mezcla; éstos se cargarían diariamente para el normal funcionamiento de la planta.

Debido a que un tanque de 8.88 barriles de agua y uno de 10.15 barriles de mezcla es un equipo muy grande para construir dentro de las instalaciones de las plantas piloto del ICP, se opta por dividir en 3 sus capacidades y de esta manera cargarlos cada 8 horas; lo que significa que las capacidades que se tienen en cuenta para el diseño son 2,96 y 3,4 bbl respectivamente.

El diseño del cuerpo del tanque de almacenamiento de crudo y nafta se realiza para cargar los fluidos cada 3 días debido a los bajos volúmenes a almacenar. Luego las capacidades reales de esos tanques son 3,4 y 0,45 bbl respectivamente.

El área disponible para la instalación de la planta es un parámetro importante para asumir una relación de esbeltez adecuada y como consecuencia de esto, realizar un dimensionamiento correcto. Para el tanque del crudo, de mezcla y agua, se asume una relación de esbeltez igual a 2; y para el tanque de nafta la relación de esbeltez es 1.

2.6.2 Condiciones de operación y diseño. A continuación se describe la normatividad tomada en cuenta para estimar las presiones y temperaturas de diseño de los tanques de almacenamiento, teniendo en cuenta que las condiciones de operación de la planta a nivel piloto deben ser lo más similares posibles a las de operación real en campo.

Tabla 6. Presión de diseño para recipientes a presión.

Presión de diseño de recipientes	
Máx. Presión de operación [psig]	Presión de diseño [psig]
Presión de vacío	Externa: 15 / Interna: 50
0 – 25	50
25 – 250	Máx. presión. operación + 25 psig
Superior a 250	Máx. presión. operación + 10 %

Fuente: Norma ASME sección VIII

La presión a la cual se encuentra el crudo San Fernando en campo, específicamente en *manifold*, es de 50 psig. Esta es la presión de operación del tanque de almacenamiento del crudo; entonces la presión de diseño es de 75 psig según la norma ASME para recipientes a presión.

El tanque de almacenamiento de agua opera a presión atmosférica, luego se diseña para 25 psig. El tanque de almacenamiento de nafta con gas de nitrógeno que opera a 10 psig, se diseña de acuerdo a la norma API 620 para una presión interna de diseño de 15 psig; el tanque de almacenamiento de la mezcla de 13 °API opera a 50 psig y se diseña para 75 psig.

Tabla 7. Temperatura de diseño para recipientes a presión.

Temperatura de diseño de recipientes	
Temperatura de operación [°F]	Temperatura de diseño [°F]
0 a Ambiente	- 20 y + 150
Ambiente a 600	Máx. Temperatura Operación + 50 °F
Mayor de 600	Máx. Temperatura Operación + 50 °F

Fuente: Norma ASME sección VIII

El crudo San Fernando en *manifold* se encuentra a 150 °F. Esta es la temperatura de operación del tanque de almacenamiento del crudo, y la temperatura de diseño es de 200 °F. El tanque de almacenamiento de mezcla de 13 °API opera a la misma temperatura del tanque de almacenamiento del crudo, ya que de esta manera se simulan las condiciones de *manifold* previstas para el crudo T2 una vez se aumente la producción en campo (8.7 °API y corte de agua del 90% aunque posteriormente se lleva a cabo la dilución para alcanzar los 13 ° API), luego éste tanque también se diseña para una temperatura de 200 °F. Debido a que el crudo de 8.7 °API que se encuentra a 150 °F debe ser mezclado con el agua para lograr el corte del 90% en volumen de agua, el tanque de almacenamiento del agua debe operar a 150 °F; luego su temperatura de diseño es de 200 °F.

El tanque de almacenamiento de la nafta opera a 80 °F, y se diseña para una temperatura de 130 °F.

2.6.3 Dimensionamiento de los tanques. Cuando se va a realizar el diseño de un tanque de almacenamiento es muy importante inicialmente conocer la cantidad y las propiedades del producto que se va a almacenar. Una vez conocido esto se halla por medio de las ecuaciones que se describirán a continuación la capacidad y los diferentes parámetros a tener en cuenta para el diseño.

➤ *Diámetro del tanque*

$$V = A \cdot h \quad (21)$$

$$V = \frac{\pi \cdot d^2 \cdot h}{4} \quad (22)$$

Luego el diámetro es:

$$d = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi \cdot \left(\frac{h}{d}\right)}} \quad (23)$$

En donde:

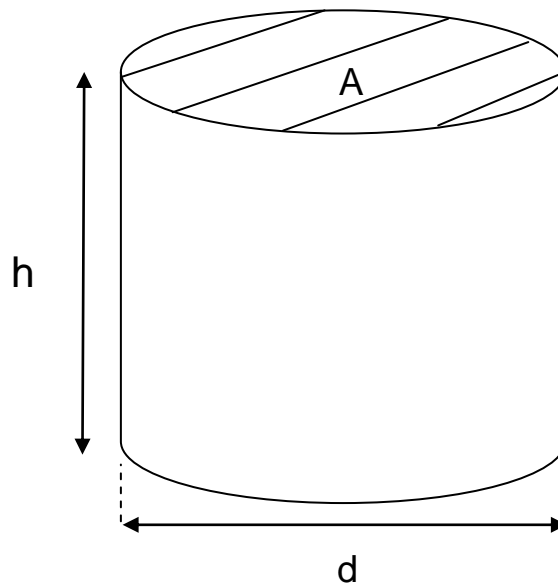
V: Volumen a almacenar (ft³)

h: Altura del tanque (ft)

A: Área del cilindro (ft²)

d: Diámetro del tanque (ft)

Figura 20. Esquema para el dimensionamiento de los tanques de almacenamiento.



- *Altura y relación de esbeltez.* Con el fin de encontrar una altura indicada se utiliza la relación de esbeltez.

$$ESBELTEZ = h/d \leq 3, \quad \text{por lo tanto} \quad h = d * ESBELTEZ \quad (24)$$

Lo anterior se tiene en cuenta para hallar el diámetro del tanque. Es muy importante resaltar que la relación diámetro – altura depende del área en donde se va a construir el tanque, ya que para áreas pequeñas se debe manejar una relación de esbeltez mayor que para un área extensa.

Tabla 8. Relación diámetro - espesor mínimo.

DIAMETRO DEL TANQUE (ft)	ESPELOR MINIMO (in)
< 50	3/16
>50 A 120	¼
120 A 200	5/16
>200	3/8

Fuente: Norma API 650

2.6.4 Resultados y observaciones.

Tabla 9: Dimensiones de los tanques de almacenamiento

Tanque de almacenamiento	Diámetro (ft)	Altura (ft)	Relación de esbeltez	Capacidad neta (bbl)
Crudo T2 de 8.7 °API	2,3	4,8	2	3,6
Agua	2,2	4,6	2	3,1
Nafta	1,48	1,97	1	0.6
Mezcla de 13 °API	2,3	4,8	2	3,6

Bombas: En cuanto a las bombas para el tanque de crudo y mezcla se deben utilizar bombas de desplazamiento positivo (Engranajes), por su alta viscosidad. La bomba de inyección de diluyente (nafta) al crudo debe ser centrífuga, igualmente para el agua.

Inertización: El aire presente en el espacio libre del tanque de almacenamiento de nafta, debe ser reemplazado por nitrógeno gaseoso formando una atmósfera protectora o gas *blanketing*, con el fin de mantener el solvente a una presión de 10 psig, y evitar la evaporación del mismo.

Aislamiento térmico: Es necesario que los tanques sean revestidos con un sistema de aislamiento térmico para evitar altas pérdidas de calor al ambiente.

2.6.5 Calentamiento del producto almacenado. Para mantener el producto extrapesado T2 y el agua a una temperatura de diseño de 200° F en los tanques de almacenamiento, se instala un sistema interno de calentamiento compuesto de un serpentín construido en tubería de acero inoxidable de 1/2" de diámetro, alimentado con vapor, que proporcionará el calor necesario a los fluidos para mantener las temperaturas requeridas. El tanque de almacenamiento de la mezcla de 13 °API no necesita calentamiento ya que

éste recibe los fluidos calentados previamente en sus respectivos tanques de almacenamiento.

Calor requerido. El calor requerido para calentar los fluidos almacenados en los tanques desde una temperatura de 80°F (temperatura ambiente) a una de 200°F se determina mediante la siguiente ecuación:

$$\dot{Q} = \sum \dot{m} \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (25)$$

Donde:

\dot{Q} : Flujo de calor	(BTU/h)
C_p : Capacidad calorífica	(BTU/lb. °F)
ΔT : Diferencia de temperatura	(°F)
\dot{m} : Flujo másico	(lb/h)

Mediante una simulación de los fluidos en Hysys, se determinan las capacidades caloríficas del agua y del aceite, así como sus densidades a las condiciones de entrada de los tanques. Debido a que la cantidad de gas inicial en el crudo es muy baja, se asume como despreciable la cantidad de calor necesario para elevar la temperatura de este fluido en particular.

El flujo másico de los fluidos se determina de la siguiente forma:

$$\dot{m} = Q \left[\frac{\text{bbl}}{\text{día}} \right] * 5.615 \left[\frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} \right] * \rho \left[\frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right] * \left[\frac{1 \text{ día}}{24 \text{ hr}} \right] \quad (26)$$

Donde:

\dot{m} : Flujo másico del fluido (lb/h)
 Q : Flujo volumétrico del fluido (bbl/día)
 ρ : Densidad del fluido (lb/ft³)

Tabla 10. Propiedades de los fluidos y flujos de calor estimados.

	Fluido	Q [bbl/día]	ρ [lb/ft ³]	\dot{m} [lb/h]	Cp [BTU/lb·°F]	ΔT [°F]	\dot{Q} [BTU/h]	\dot{Q}_{tk} [BTU/h]
Tanque del crudo de 8.7 °API	Aceite	3.06	62.7	44.9	0.42765	120	2304.2	2898.2
	Agua	0.34	62.4	5	0.99	120	594	
Tanque del Agua	Agua	2.96	62.4	43.2	0.99	120	5132.2	5132.2

Suponiendo una eficiencia térmica en el proceso de calentamiento equivalente al 90% para ambos tanques se tiene:

$$\dot{Q}_r = \dot{Q}_{tk} \cdot \frac{100}{90} \quad (27)$$

Donde:

\dot{Q}_{tk} : Flujo de calor estimado para el tanque (BTU/h)

\dot{Q}_r : Flujo de calor requerido para el tanque (BTU/h)

Vapor requerido para el calentamiento. El calor requerido por el fluido en el tanque que se desea calentar es el calor latente suministrado por el vapor. Esto

se explica debido a que el vapor cede todo su calor latente (causando cambio de fase) al fluido que necesita calentarse. Luego la cantidad de vapor requerido para calentar el crudo y el agua se determina mediante:

$$\dot{Q}_r = \dot{m}_{\text{vapor}} \cdot h_{fg} \cdot X \quad (28)$$

Donde:

\dot{m}_{vapor} : Flujo másico de vapor (lb/h)

h_{fg} : Entalpia de vaporización (BTU/lb)

X: Calidad del vapor (adim)

Luego el flujo de vapor requerido es:

$$\dot{m}_{\text{vapor}} = \frac{\dot{Q}_r}{h_{fg} \cdot X} \quad (29)$$

Teniendo en cuenta que el vapor proveniente de las calderas del ICP es vapor saturado a 130 psig de presión y asumiendo una calidad del 90% se determina por tablas de saturación del vapor la entalpia de vaporización de 779 BTU/lb y la temperatura de saturación de 356 °F.

Tabla 11. Vapor requerido por cada tanque.

Tanque	\dot{Q}_r (BTU/h)	\dot{m}_{vapor} (lb/h)
Crudo de 8.7 °API	3220.2	4.1
Agua	5702.4	7.3

3. DISEÑO DE LOS EQUIPOS QUE INTERVIENEN EN LA DESHIDRATACION

La planta piloto consta de 3 equipos separadores para la remoción del agua:

- Separador de Agua Libre (*Free Water Knock Out*).
- Tratador Térmico.
- Tanque de asentamiento.

3.1 SEPARADOR DE AGUA LIBRE (FWKO)

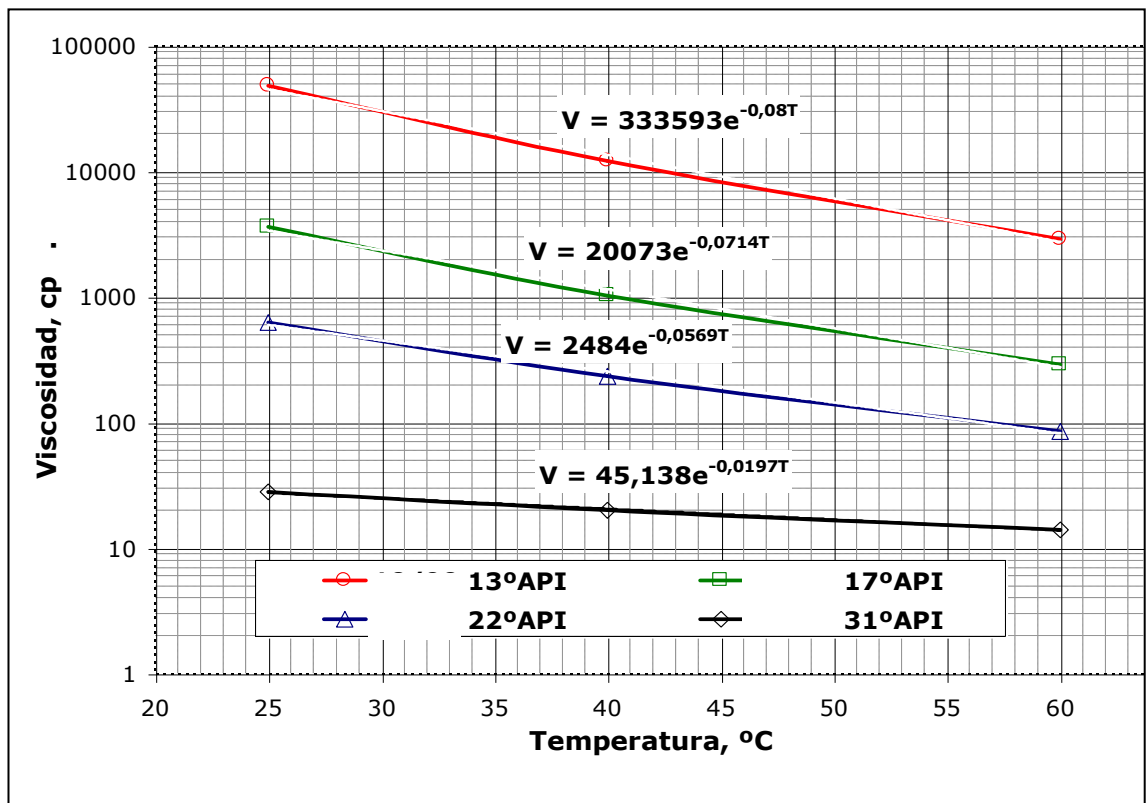
Ya que el corte máximo de agua esperado para el crudo T2 es del 90%, es necesaria la implementación de un equipo que remueva la mayor cantidad posible de agua libre para optimizar el proceso de separación posterior mediante la aplicación de calor. Ya que no se puede desperdiciar energía calentando grandes cantidades de agua y poco crudo, el Separador de Agua Libre debe garantizar que la cantidad de agua que llega al tratador térmico sea mínima.

3.1.1 Variables operacionales.

Viscosidad del crudo T2. En laboratorio previamente se ha determinado el comportamiento de la viscosidad del crudo San Fernando para diferentes valores de gravedad API variando con la temperatura.

Al crudo se le realizaron diluciones con nafta en diferentes proporciones para alcanzar distintas gravedades API. Variando la temperatura de dichos crudos con distintas gravedades API se obtuvo el comportamiento de la viscosidad de cada tipo de crudo y se determinaron las ecuaciones respectivas de un valor aproximado de viscosidad en función de la temperatura (*ver figura 21*).

Figura 21. Comportamiento de la viscosidad para el crudo T2.



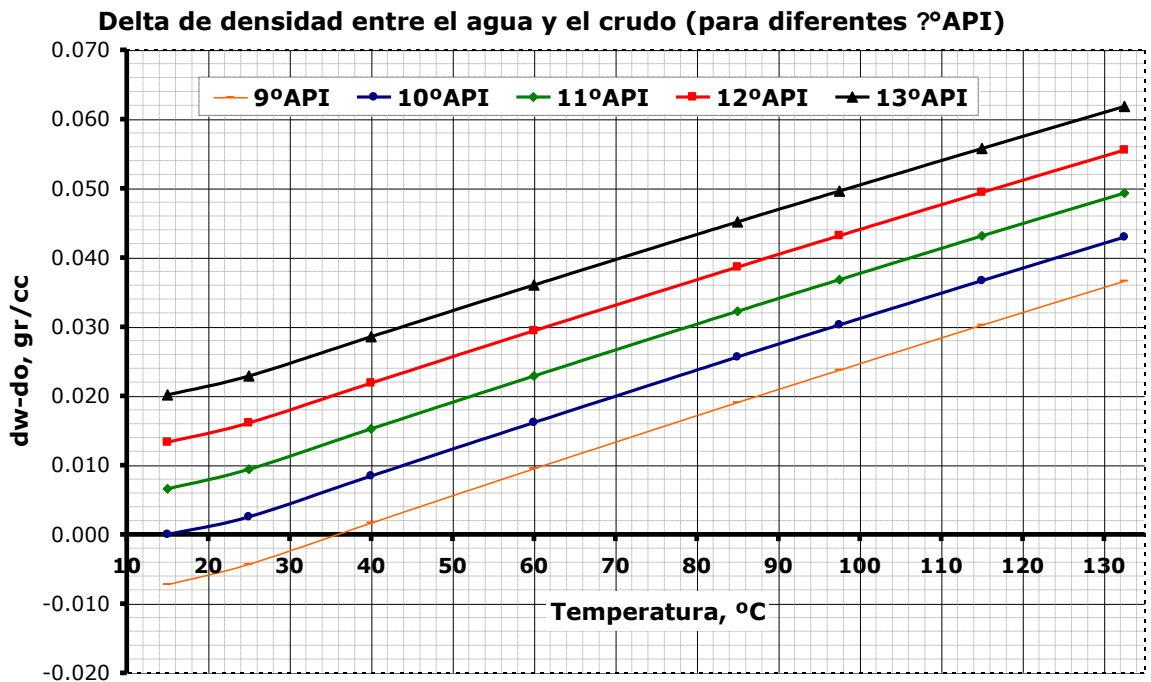
Fuente: Instituto Colombiano del Petróleo

Diferencia de densidades entre agua y crudo. La figura 22 muestra los valores de delta de densidad entre agua y crudo T2 de diferentes gravedades API a diferentes temperaturas.

3.1.2 Parámetros de diseño.

Temperatura. La temperatura de operación del FWKO, que es el primer equipo al cual entra la mezcla agua-crudo para su separación primaria, es de 150°F, que es la temperatura a la cual se encuentra el crudo en superficie (manifold) en el caso real.

Figura 22. Comportamiento de la diferencia de densidades.



Fuente: Instituto Colombiano del Petróleo

Según la Norma ASME sección VIII para recipientes a presión referida en el numeral 2.6.2 para el diseño de los tanques de almacenamiento, la temperatura de diseño equivale entonces a la temperatura de operación más 50°F; de esta manera la temperatura de diseño del FWKO es de 200°F.

Presión. La presión medida en manifold para el crudo T2 es de 50 psig. Estimando una caída de presión de 10 psig en el FWKO se tiene una presión de 40 psig, la cual sería la presión de operación.

Según la Norma ASME sección VIII para recipientes a presión, la presión de diseño es entonces la presión de operación más 25 psig, obteniendo una presión de diseño de 65 psig.

Gravedad API. La gravedad API natural del crudo es de 8.7° API, pero con el fin de realizar un óptimo proceso de deshidratación, el crudo debe ser sometido

a un up-grading; es decir, un mejoramiento de su gravedad API mediante la adición de un fluido de mayor API. Por tanto, el crudo San Fernando para la planta piloto de deshidratación es de 13° API (véase numeral 2.4).

Caudal de crudo y corte de agua. Se ha definido que la planta piloto maneje un caudal de aceite de 8.7° API de 1 barril por día. Ya que el diseño del *FREE WATER KNOCK OUT* al igual que el de todos los equipos de la planta, se hace con base en las condiciones más críticas de producción del crudo San Fernando; es decir, un corte de agua (máximo) de 90% compuesto de un porcentaje de agua libre del 60% y un porcentaje de agua en emulsión del 30%, entonces da como resultado un caudal de agua de 9 barriles por día.

Otros parámetros a tener en cuenta en el diseño de este equipo son la relación de esbeltez y el nivel de llenado de líquido en este separador.

3.1.3 Procedimiento. Anteriormente se definió que la cantidad de nafta de adición es de 0.15 barriles por día (6.15 USGPD). Esto ocasiona que el caudal de aceite de 13° API sea de 1.15 barriles por día.

Datos de entrada.

Tabla 12. Datos de entrada para el diseño del FWKO.

Q_o [BOPD]	Q_w [BWPD]	API [°API]	T_{diseño} [°F]	P_{diseño} [psig]	GOR [SCF/STB]
1.15	9.00	13	200	65	64.5

En donde,

Q_o: Caudal de aceite (bopd)
 Q_w: Caudal de agua (bwpd)
 API: Gravedad API del crudo San Fernando (°API)

$T^{\circ}_{\text{diseño}}$: Temperatura de diseño	(°F)
$P_{\text{diseño}}$: Presión de diseño	(psig)
GOR: Relación Gas - Aceite	(SCF/STB)

Selección del tipo de separador. El tipo de separador escogido es un separador horizontal trifásico (cilíndrico), ya que el crudo San Fernando contiene una gran cantidad de mezcla emulsionada. Los separadores horizontales poseen una mayor facilidad en su manejo y en el mantenimiento de los instrumentos de control, además son altamente eficientes en el manejo de emulsiones.

Determinación de la velocidad de asentamiento. Debido a que la cantidad de gas que contiene este crudo es bastante baja, el diseño del FWKO está gobernado por el líquido.

De esta manera se procede a hacer una tabla de cálculos de velocidad de asentamiento en función de la temperatura (afecta tanto la densidad como la viscosidad) para diferentes tamaños de partícula (100, 200, 300, 500, 700 y 1000 micras).

Las velocidades de asentamiento están calculadas con la ecuación de Stoke (*ecuación 2*) formulada en el *numeral 1.2.1*. En la teoría se establece que la velocidad de asentamiento debe estar entre 10^{-2} y 10^{-3} (cm/s) para crudos pesados.¹³ Con ésta se puede buscar determinar el tamaño de partícula para un recipiente dado o el tamaño del recipiente para un tamaño de partícula determinado.

Los valores de la viscosidad y de la diferencia de densidades se toman de la *figura 21* y *figura 22* respectivamente, para la temperatura de diseño (200°F).

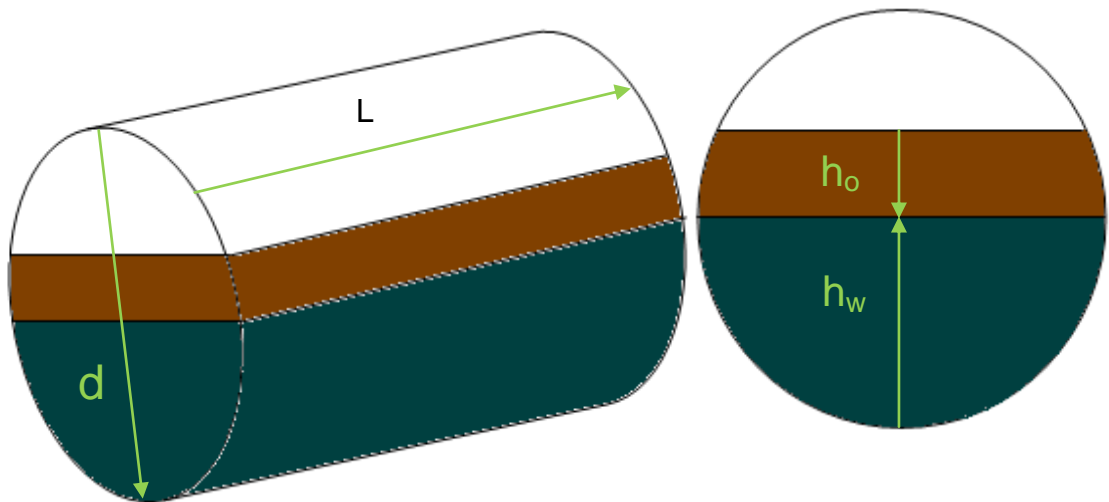
¹³ Diplomado en producción de crudos pesados. Operaciones de superficie y tratamiento de fluidos, modulo III. Septiembre de 2008.

Tabla 13. Velocidades de Asentamiento del agua en el aceite.

T [°C]	T [°F]	$\rho_w - \rho_o$ [g/cm ³]	μ_o [cP]	Dp [μ m]	V _t [ft/s] STOKE'S	V _t [cm/s] STOKE'S
93,3	200	0,048	190,8	100	4,48E-06	1,4E-04
				200	1,79E-05	5,5E-04
				300	4,03E-05	1,2E-03
				400	7,17E-05	2,2E-03
				500	1,12E-04	3,4E-03
				700	2,19E-04	6,7E-03
				1000	4,48E-04	1,4E-02

Dimensionamiento. El dimensionamiento del FWKO se lleva a cabo de la siguiente manera:

Figura 23. Dimensionamiento del FWKO.

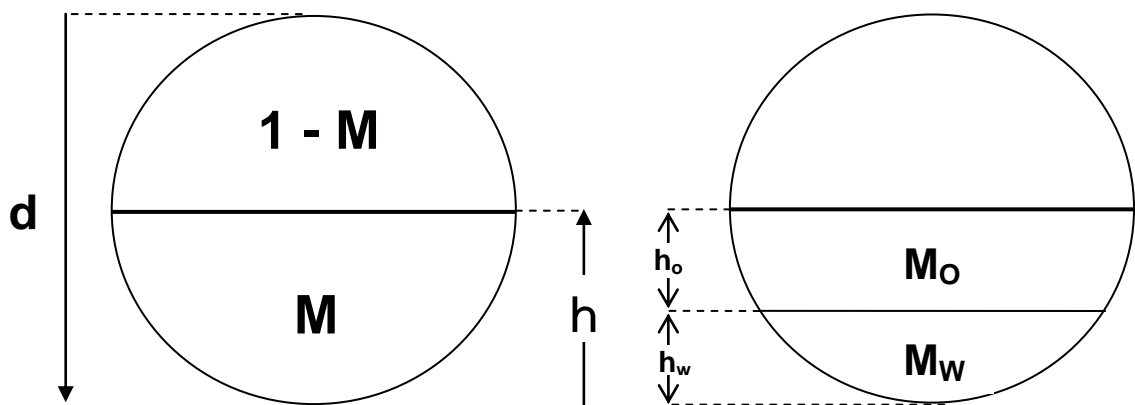


De la *figura 23* se tiene:

d: diámetro del Separador de Agua Libre	(ft)
L: Longitud del Separador de Agua Libre	(ft)
h_w : nivel de agua en el separador	(ft)
h_o : espesor del colchón de aceite	(ft)

Debido a que el crudo a deshidratar contiene una muy baja cantidad de gas, se puede suponer que el recipiente se llena un poco más de la mitad; es decir, que el nivel de líquido no es del 50% como se asume convencionalmente, sino un poco más para así optimizar el proceso. Entonces el nivel de líquido en este caso es del 65%.

Figura 24. Fracción de área ocupada por el líquido.



Fuente: Manual "Oil Production and Processing Facilities". John M. Campbell & company, 2004.

De la *figura 24* se tiene:

h: Nivel de líquido en el Separador de Agua Libre	(ft)
M: Fracción de área ocupada por el líquido	(adim)
M_o : Fracción de área ocupada por el aceite	(adim)
M_w : Fracción de área ocupada por el agua	(adim)

Tabla 14. Fracción de área ocupada por el líquido para relaciones h/d.

h/d	M	h/d	M
0.00	0.000	0.35	0.312
0.05	0.019	0.40	0.374
0.10	0.052	0.45	0.436
0.15	0.094	0.50	0.500
0.20	0.142	0.55	0.564
0.25	0.196	0.60	0.626
0.30	0.252	0.65	0.688

Fuente: Manual "Oil Production and Processing Facilities". John M. Campbell & company, 2004.

Inicialmente se supone un tiempo de residencia para los fluidos:

t_o y t_w , min.

Ahora se calculan los volúmenes de fluido:

$$V_o = \frac{q_o \cdot t_o}{1440} \quad (30) \quad \text{y} \quad V_w = \frac{q_w \cdot t_w}{1440} \quad (31)$$

Estos volúmenes se pasan de barriles a pies cúbicos (ft^3) y se halla el volumen de líquido V_L también en pies cúbicos (ft^3).

$$V_L = V_o + V_w \quad (32)$$

Ahora se asume una relación de esbeltez entre 3 y 5,

$$3 \leq L/d \leq 5$$

Se calcula la relación Longitud Efectiva sobre diámetro del separador L_{eff}/d :

$$\frac{L_{\text{eff}}}{d} = \frac{L}{d} - 1 \quad (33)$$

Como el 65% del separador está ocupado por el líquido entonces,

$$h/d = 0.65$$

De la *tabla 14* se determina el valor correspondiente de **M** para una relación h/d igual a 0.65. El volumen de líquido V_L obedece entonces a la siguiente ecuación:

$$V_L = V_{\text{cilindro}} \cdot M \quad (34)$$

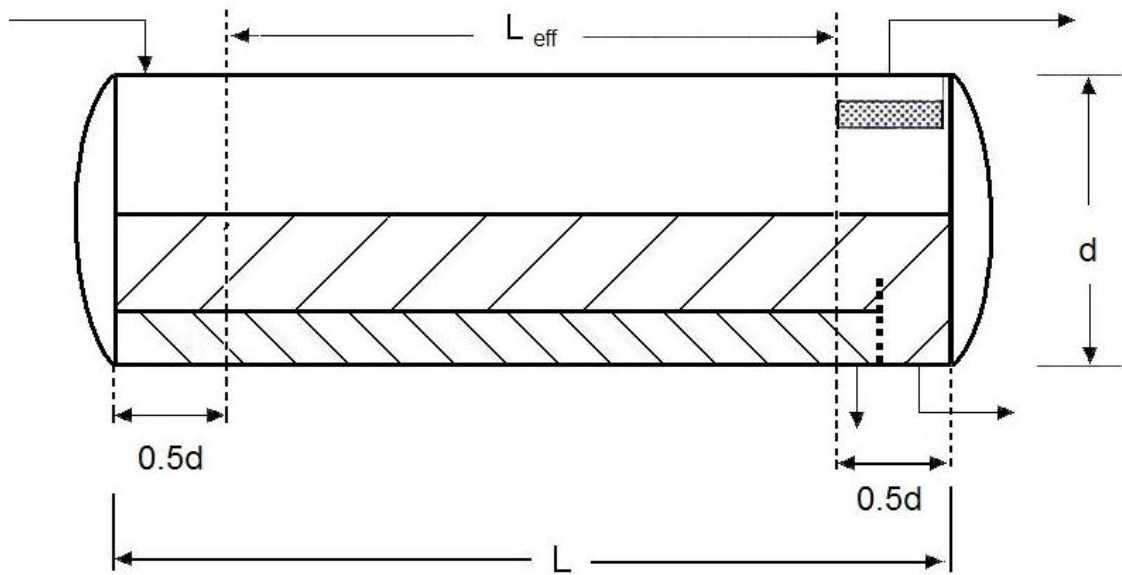
De ahí que,

$$V_L = \frac{\pi}{4} \cdot d^2 \cdot L_{\text{eff}} \cdot M$$

Nótese que se ha tomado L_{eff} y no L .

$$L_{\text{eff}} = \frac{L_{\text{eff}}}{d} \cdot d \quad (35)$$

Figura 25. Esquema del Separador de Agua Libre. (Ver anexo A)



Fuente: Manual "Oil Production and Processing Facilities". John M. Campbell & company, 2004.

Se puede decir que:

$$V_L = \frac{\pi}{4} \cdot d^3 \cdot \left(\frac{L_{eff}}{d} \right) \cdot M$$

Se plantea la ecuación en función del diámetro,

$$d = \left[\frac{V_L}{\frac{\pi}{4} \cdot \left(\frac{L_{eff}}{d} \right) \cdot M} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (36)$$

Ahora se tiene el valor del diámetro del separador (**d**) y se puede hallar **h**, **L** y **L_{eff}**, ya que se cuenta con la relación **h/d**, la relación de esbeltez y la **ecuación (35)**.

Para determinar la interfase agua – aceite h_w se tiene que:

$$M_w = \frac{V_w}{V} = \frac{V_w}{\frac{\pi}{4} \cdot d^2 \cdot L_{\text{eff}}} \quad (37)$$

Por medio del valor M_w y la *tabla 14* se halla el valor correspondiente a h_w/d y se despeja el valor de h_w . Posteriormente se puede verificar el volumen de aceite V_o mediante la **ecuación (38)** y la velocidad de asentamiento mediante la **ecuación (40)**, usando la **ecuación (39)** para determinar h_o .

$$V_o = \frac{\pi}{4} \cdot d^2 \cdot L_{\text{eff}} \cdot (M - M_w) \quad (38)$$

De la *figura 24* se tiene que:

$$h = h_w + h_o$$

Entonces se puede definir el espesor del colchón de aceite como:

$$h_o = h - h_w \quad (39)$$

Y se determina la velocidad de asentamiento:

$$V_t = \frac{h_o}{t_o} \quad (40)$$

Ahora se verifica el diámetro de partícula correspondiente a dicha velocidad de asentamiento mediante la ley de Stoke, la viscosidad y la diferencia de densidades en el separador de agua libre, las cuales son tomadas de la *figura 21* y la *figura 22* correspondientes a la temperatura de diseño (200° F); es

decir, 190 cP y 0.048 g/cm³. Para el caso del separador de agua libre se deberían separar partículas de agua con tamaños entre 300 y 400 micrones; luego si los diámetros de partícula dan fuera de este rango, se debe modificar el tiempo de residencia hasta obtener el resultado esperado.

$$D_p = \left[\frac{V_t \cdot \mu_o}{1.78 \times 10^{-6} \cdot (\rho_w - \rho_o)} \right]^{1/2} \quad (41)$$

El procedimiento del diseño del Separador de Agua Libre se esquematiza en la *figura 26*.

3.1.4 Resultados y observaciones. Se puede considerar que la velocidad de asentamiento del agua en el aceite del orden de 10⁻³ cm/s es razonable para un crudo pesado tratado a altas temperaturas como se había mencionado anteriormente. Se asume que en el *Free Water Knock Out* se remueve el 100% del agua libre presente en el crudo.

Figura 26. Esquema del procedimiento de diseño del FWKO.

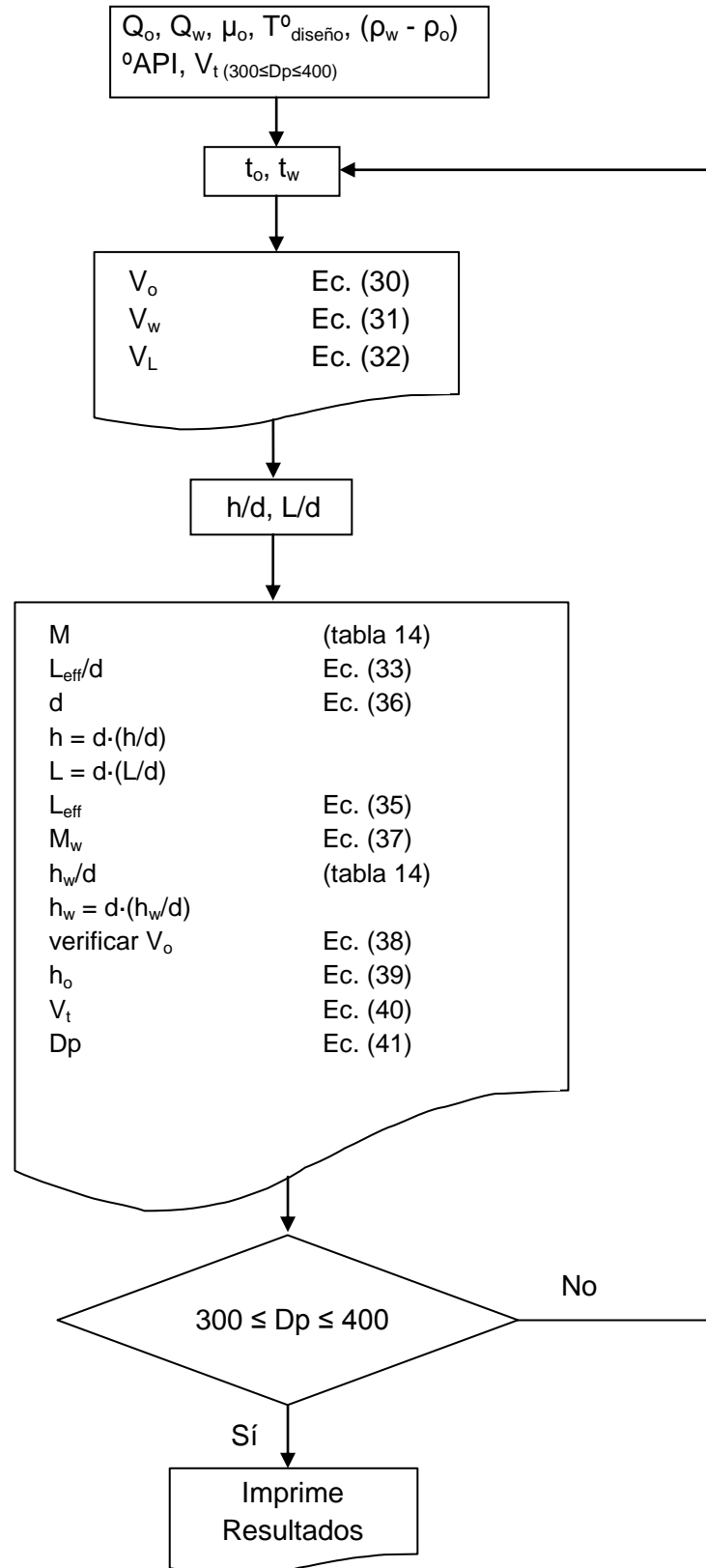


Tabla 15. Resultados del diseño del FWKO.

VARIABLE	VALOR	UNIDADES
t_o	17	min
t_w	17	min
L/d	3	adim
h/d	0.65	adim
Q_o	1.15	bopd
Q_w	9	bwpd
V_o	0.076	ft ³
V_w	0.6	ft ³
V_L	0.67	ft ³
L_{eff}/d	2	adim
M	0.688	adim
d	0.85	ft
h	0.55	ft
L	2.56	ft
L_{eff}	1.7	ft
M_w	0.61	adim
h_w/d	0.580	adim
h_w	0.49	ft
h_o	0.06	ft
V_t	5.84E-05	ft/s
V_t	1.78E-03	cm/s
Dp	361	micras

Entonces se tiene que para un crudo pesado de 13 °API, altamente viscoso, tratado a una temperatura de 200° F se separan partículas de agua con un diámetro mínimo de 361 micras en un tiempo de 17 minutos a una velocidad de asentamiento 1.78E-03 cm/s; valores razonables según la experiencia de ECOPETROL S.A. en crudos pesados.

3.1.5 Recomendaciones y sugerencias ¹⁴. El equipo se construye en acero al carbón. Los equipos internos principales dentro del separador de agua libre son, un desviador de flujo que puede ser de tipo “downcomer” o bajante (véase *Anexo F*), que pueda llevar el líquido inicialmente separado del gas por debajo de la interfase agua –aceite, ocasionando que el fluido entrante se mezcle con la fase continua de agua en el fondo del separador y que ascienda a través de la interfase agua – aceite. Este proceso llamado “lavado del agua” (water-washing) promueve la coalescencia de las gotas de agua que están contenidas en la fase continua del aceite. El desviador de flujo asegura que las pequeñas gotas de gas no sean arrastradas con el líquido y el lavado del agua asegura que el líquido no va a caer en el tope de la interfase gas-aceite o aceite-agua, mezclando el líquido contenido en el separador haciendo más difícil el control de la interfase agua-aceite.

Es bueno que el equipo pueda llevar platos de coalescencia para promover la separación agua – aceite aunque se debe tener en cuenta que el crudo posee un alto contenido de sólidos que puedan llegar a causar problemas de taponamiento. Debe contar con un controlador de nivel tipo interfase para controlar el nivel de agua dentro del equipo junto con la válvula de descarga de agua. Cabe resaltar que este crudo vendría muy emulsionado por lo que se dificulta la definición de la interfase agua – aceite. También se debe contar con una válvula de control de presión a la salida de la corriente de gas.

En la cámara de aceite, el nivel del mismo se controla mediante un controlador de nivel mecánico convencional y la válvula de descarga del aceite. Previamente debe existir una placa de rebose que contenga el fluido dentro del separador a la altura definida anteriormente para el diseño del equipo. El extractor de niebla puede ser de tipo malla de alambre entretejido ubicado lo más lejos posible del desviador de flujo.

¹⁴ GAMBOA GÓMEZ Diego Felipe y PEÑA SÁENZ Yuly Paola. op. cit., p 34.

3.2 TRATADOR TÉRMICO

Luego de haber retirado el agua libre del crudo T2 en el *Free Water Knock Out*, se procede a eliminar la mayor cantidad de agua en emulsión posible que contiene el mismo. La función principal del tratador térmico es la de romper la emulsión mediante la adición de calor y remover la mayor cantidad de agua ayudado de dispositivos internos como el distribuidor de fluido que se encuentra en la sección de coalescencia.

Un tratador térmico consta de dos compartimientos; una sección de coalescencia en donde ocurre la remoción del agua emulsionada y una sección de calentamiento en donde se eleva la temperatura del fluido.

3.2.1 Variables operacionales. Las variables del diseño del tratador térmico consideradas son la viscosidad del crudo y la diferencia de densidades entre agua y crudo, que serán evaluados de la misma manera que en el diseño del separador de agua libre. Los caudales de agua y aceite que entran al tratador térmico dependen de la remoción de agua ocurrida en el *Free Water Knock Out* y de las pérdidas de aceite ocurridas.

3.2.2 Parámetros de diseño.

Temperatura. El crudo San Fernando se debe calentar para llevarse a una temperatura tal que promueva la desestabilización de la emulsión pero sin sobrepasar los 180 °F, ya que por encima de esta temperatura ocurre precipitación de asfaltenos; luego 180° F es la temperatura de operación del tratador térmico.

Según la Norma ASME (sección VIII para recipientes a presión) la temperatura de diseño es la temperatura de operación sumada a 50 °F; es decir, que la temperatura de diseño es de 230° F.

Presión. La presión a la cual sale el fluido del separador de agua libre es de 40 psig. Este fluido se dirige hacia la entrada del tratador térmico; estimando una caída de presión en el tratador térmico de 10 psig, se tiene una presión de 30 psig; ésta es entonces la presión de operación. La presión de diseño del equipo es la presión de operación más 25 psi, luego la presión de diseño es de 55 psig. (código ASME sección VIII Recipientes a Presión).

3.2.3 Procedimiento.

Consideraciones. Se ha considerado que el *Free Water Knock Out* remueve el 100% del agua libre que viene con el crudo.

Realizando la simulación del fluido en Hysys, se determina que las pérdidas de aceite y de nafta por evaporación en el *FWKO* son despreciables (véase *Balance de Materia para el Solvente en el numeral 4.9*).

Datos de entrada.

Tabla 16. Datos de entrada para el diseño del Tratador Térmico.

Q_o [BOPD]	Q_w [BWPD]	API [$^{\circ}$ API]	$T^{\circ}_{\text{diseño}}$ [$^{\circ}$ F]	$P_{\text{diseño}}$ [psig]
1.15	3	13	230	55

Selección del tipo de separador. Como se mencionó para el diseño del separador de agua libre, el caudal de gas es muy bajo y debido a esto, el gas tampoco gobierna el diseño del tratador. De la misma manera, debido a que el crudo trae una emulsión y un contenido de sólidos alto, se considera que el equipo debe ser horizontal y no vertical. Los separadores horizontales poseen una mayor facilidad en su manejo y en el mantenimiento de los instrumentos de control, además son altamente eficientes en el manejo de emulsiones.

Dimensionamiento de la sección de coalescencia. Se inicia calculando las velocidades de asentamiento para diferentes diámetros de partícula entre 200 y 300 micrones de la misma manera en que se hizo para el separador de agua libre en la *tabla 13*. Estos tamaños de partícula son los tamaños mínimos de gota que debe remover el tratador térmico.

Tabla 17. Velocidades de asentamiento para diferentes diámetros de partícula a la temperatura de diseño de 230° F.

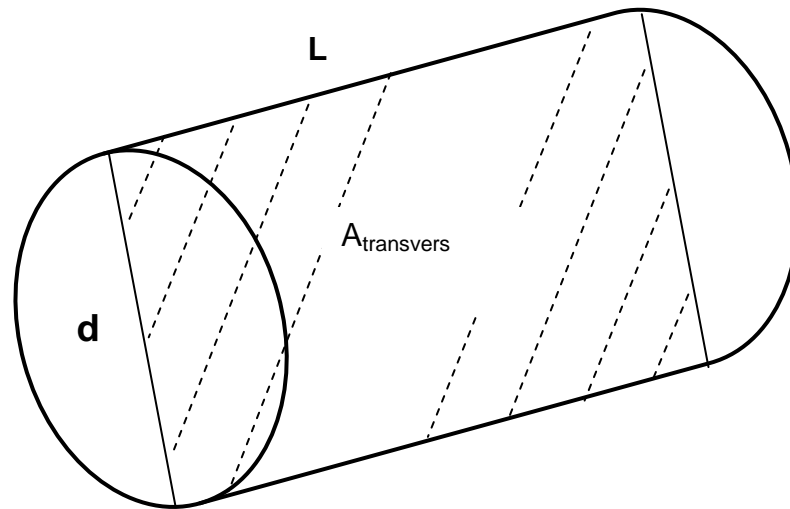
T [°C]	T [°F]	$\rho_w - \rho_o$ [g/cm ³]	μ_o [cP]	Dp [μm]	V _t [ft/s] STOKE'S	V _t [cm/s] STOKE'S
110,0	230	0,054	50,3	100	1,91E-05	5,8E-04
				200	7,65E-05	2,3E-03
				220	9,25E-05	2,8E-03
				240	1,10E-04	3,4E-03
				260	1,29E-04	3,9E-03
				280	1,50E-04	4,6E-03
				300	1,72E-04	5,2E-03

El Flujo a tratar se determina tomando la velocidad de asentamiento (ft/s) de un valor de diámetro de partícula que esté dentro del rango de los tamaños mencionados para el tratador térmico:

$$\text{Flujo a tratar} = V_t \cdot \left(\frac{86400 \text{ seg}}{1 \text{ día}} \right) \left(\frac{1 \text{ barril}}{5.615 \text{ ft}^3} \right) \quad (42)$$

Flujo a tratar se da en unidades de BOPD/ ft².

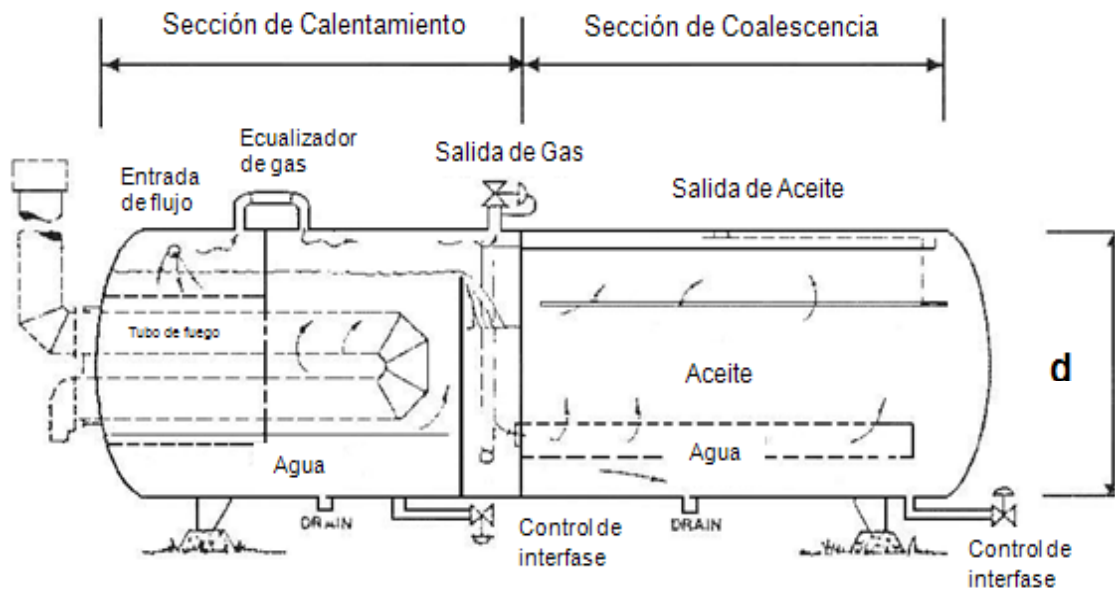
Figura 27. Área transversal de la sección de coalescencia del tratador térmico.



En donde,

- d: Diámetro del tratador térmico (ft)
- L: Longitud de la sección de coalescencia (ft)

Figura 28. Esquema de un tratador térmico.



Fuente: Manual "Oil Production and Processing Facilities". John M. Campbell & company, 2004.

Se determina el área transversal de la sección de coalescencia de la siguiente manera:

$$A_{\text{transversal}} = \left(\frac{Q_0 \text{ en bopd}}{\text{flujo a tratar en bopd/ft}^2} \right) \quad (43)$$

De esta manera el área transversal queda en unidades de ft².

El área transversal de la sección de coalescencia se puede tratar como se muestra en la *figura 27*:

$$A_{\text{transversal}} = d^2 \left(\frac{L}{d} \right)$$

Ahora se asume un valor de **L/d** para la sección de coalescencia. Reorganizando la ecuación se determina el valor del diámetro del tratador:

$$d = \left(\frac{A_{\text{transversal}}}{L/d} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (44)$$

Ahora se puede determinar el valor de **L** mediante la relación **L/d** estimada anteriormente:

$$L = d \cdot \left(\frac{L}{d} \right) \quad (45)$$

Inicialmente se debe estimar un valor de **h_w/d** (fracción de llenado de agua) y mediante la *tabla 14* de la *figura 24* se halla su valor equivalente de fracción de área **M_w**.

La fracción de área ocupada por el aceite se determina mediante:

$$M_o = 1 - M_w \quad (46)$$

Posteriormente se determina el volumen de aceite en la sección de coalescencia:

$$V_{oil} = \frac{\pi}{4} d^2 L \cdot M_o \quad (47)$$

En donde,

V_{oil} : Volumen de aceite en la sección de coalescencia (ft³)

M_o : Fracción de área ocupada por el aceite en la sección de coalescencia (adim)

M_w : fracción de área ocupada por el agua (sección de coalescencia) (adim)

Una vez calculado el volumen de aceite de la sección de coalescencia, se procede a evaluar el tiempo de residencia del aceite:

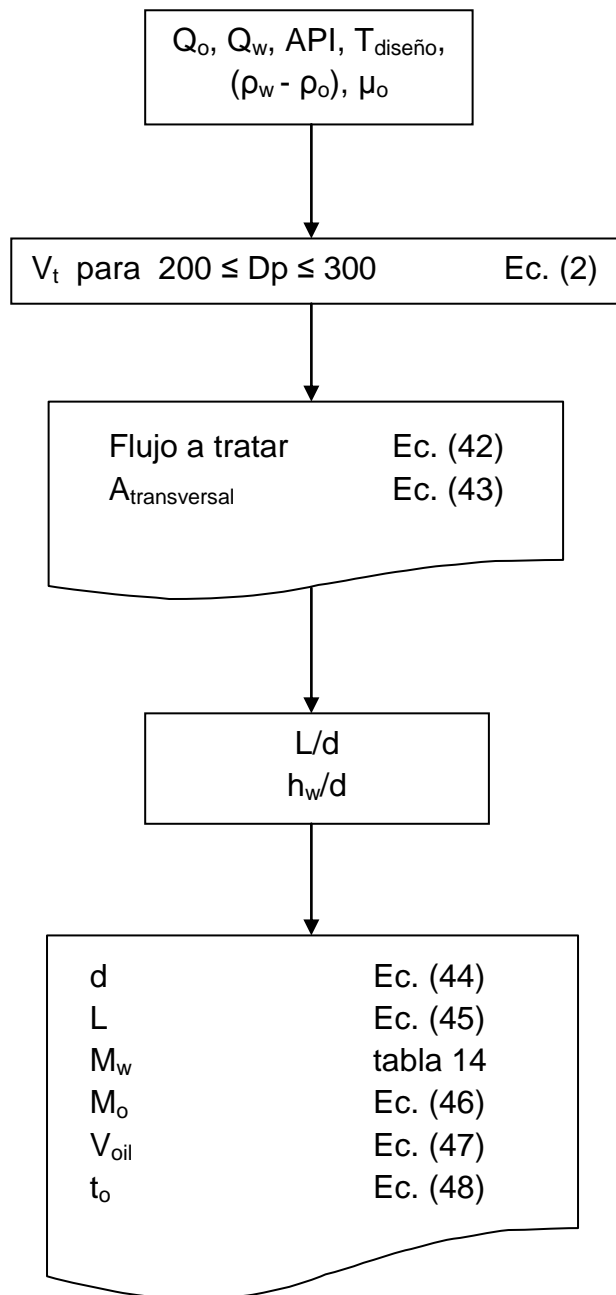
$$t_o = \frac{V_{oil} \cdot (440)}{Q_o} \quad (48)$$

t_o : tiempo de residencia del aceite (min)

Q_o : tasa de aceite (bopd)

El procedimiento para el diseño del tratador térmico (sección de coalescencia) aparece en la *figura 29*.

Figura 29. Esquema del diseño del tratador térmico.



3.2.4 Resultados y observaciones. Ya que a medida que aumenta el tamaño de las partículas, aumenta su velocidad de asentamiento y el tiempo de residencia se hace más pequeño, para este diseño se determina entonces que un tiempo de residencia de 37 minutos es óptimo para remover partículas de agua mayores o iguales a 260 micras.

El diseño de la *sección de coalescencia* del tratador térmico da como resultado una longitud equivalente a 1.07 pies, un diámetro de 0.54 pies con una fracción de llenado de agua (h_w/d) equivalente a 0.35. Lo ideal sería remover partículas de agua lo más pequeñas posibles pero los tiempos de residencia para el tratador térmico serían altos y el gasto de energía para calentar esa mezcla sería mucho mayor. Luego la remoción del agua restante se lleva a cabo en el tanque de asentamiento.

Tabla 18. Resultados del diseño de la sección de coalescencia.

VARIABLE	VALOR				UNIDADES
Dp	300	280	260	240	micras
V _t	1.72E-04	1.50E-04	1.29E-04	1.10E-04	ft/s
L/D	2	2	2	2	adim
h _w /D	0.35	0.35	0.35	0.35	adim
M _w	0.312	0.312	0.312	0.312	adim
M _o	0.688	0.688	0.688	0.688	adim
Flujo a tratar	2.65	2.31	1.99	1.69	bopd/ft ²
A _{transv}	0.43	0.50	0.58	0.68	ft ²
D	0.47	0.50	0.54	0.58	ft
L	0.93	1.00	1.07	1.16	ft
V _{oil}	0.11	0.13	0.17	0.21	ft ³
t _r	24	30	37	48	min

Se puede observar que las dimensiones del equipo son relativamente pequeñas. Esto implica que la instalación de tubos de fuego en la sección de calentamiento sea difícil y dispendiosa. Por esta razón el calentamiento del crudo se decide realizar de manera externa utilizando un intercambiador de calor (su diseño se describe a continuación); de esta manera el tratador térmico no posee entonces una sección de calentamiento completa. (*ver Hoja de Datos del equipo en Capítulo 4*).

3.2.5 Recomendaciones y sugerencias. En la sección de coalescencia es importante instalar un distribuidor de flujo adecuado que garantice una ruptura mecánica de la emulsión. Es importante que este equipo pueda llevar platos de coalescencia que favorezcan la desestabilización de la emulsión. El material de diseño del equipo es acero al carbón y debe contar con un sistema de aislamiento térmico que prevenga las pérdidas de calor al ambiente.

3.3 INTERCAMBIADOR DE CALOR

Como se mencionó anteriormente, el tratador térmico no tiene los equipos internos necesarios para realizar el calentamiento del crudo proveniente del Separador de Agua Libre, luego se hace necesaria la implementación de un equipo independiente del tratador térmico en el que se pueda llevar a cabo el incremento de la temperatura por calentamiento.

Un intercambiador de calor es el equipo más idóneo en este caso ya que el flujo de mezcla a calentar es relativamente bajo y es el equipo menos costoso para realizar el calentamiento. El fluido a usar para calentar la mezcla es el vapor con que se cuenta en plantas piloto del ICP.

3.3.1 Variables operacionales. Para realizar el dimensionamiento de este equipo se debe tener en cuenta el flujo de vapor necesario para calentar, las condiciones de entrada de ese vapor, las densidades del agua y del aceite a las condiciones de entrada del equipo y las temperaturas.

3.3.2 Consideraciones.

1. El intercambiador de calor que se requiere es un equipo sencillo de tubos concéntricos con flujo en contracorriente que funciona con vapor saturado como fluido de calentamiento a 135 psig suministrado por las instalaciones de plantas piloto del ICP.

2. Los intercambiadores de calor a contracorriente transfieren energía térmica a temperatura constante. Ningún otro intercambiador térmico se aproxima a este estado, de modo que el intercambiador a contracorriente es el de mayor eficacia y eficiencia desde el punto de vista termodinámico ya que transmite la

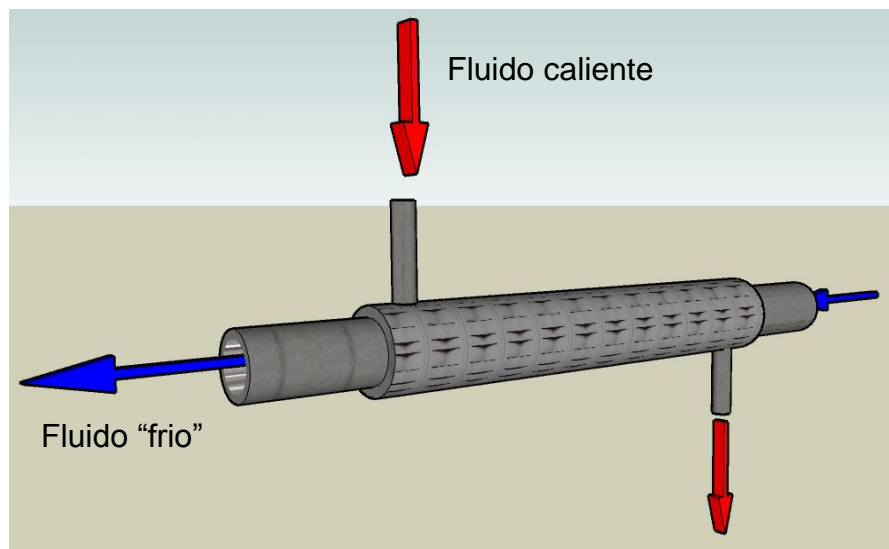
mayor cantidad posible de calor para una determinada superficie de transferencia.¹⁵

3. Para el diseño del intercambiador se hacen las siguientes suposiciones:

- a. Los cambios de energía cinética y potencial son despreciables.
- b. Las propiedades de los fluidos se mantienen constantes durante el proceso de calentamiento.
- c. La resistencia térmica de la pared del tubo y el factor de ensuciamiento son insignificantes.

4. El fluido más sucio y corrosivo va por el tubo de menor diámetro.

Figura 30. Esquema del Intercambiador de calor de tubos concéntricos con flujo en contracorriente.



¹⁵ KERN, Donald Q. PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR. México: Distrito Federal, 1999.

3.3.3 Procedimiento.

Calor requerido. La mezcla agua - aceite entra al tratador térmico a una temperatura de diseño de casi 200 °F y debe llevarse a una temperatura de diseño de 230 °F. Para causar esta elevación en la temperatura es necesario aplicar un flujo de calor determinado. Este flujo de energía es función de la cantidad de materia que se necesita calentar y de la capacidad calorífica de la misma.

Inicialmente y mediante la simulación del fluido en Hysys se determinan las capacidades caloríficas del agua y del aceite así como sus densidades a las condiciones de entrada. Debido a que la cantidad de gas inicial en el crudo es muy baja y considerando que en el Separador de Agua Libre se ha removido una parte de éste, se asume como despreciable la cantidad de calor necesaria para elevar la temperatura de este fluido en particular.

El calor necesario \dot{Q} para cada componente se determina mediante la **ecuación (25)**. El flujo másico \dot{m} de cada componente se determina mediante la **ecuación (26)**.

Debido a que el proceso de transferencia de calor puede no ser totalmente eficiente, entonces se toma una eficiencia térmica del 90% para calcular el calor requerido \dot{Q}_r de la siguiente manera:

$$\dot{Q}_r = \dot{Q} \cdot \left[\frac{100}{90} \right] \quad (49)$$

Estos calores se dan en unidades de (BTU/h) como se menciona en el numeral 1.2.4.

Vapor requerido para el calentamiento. El flujo de vapor requerido para calentar la mezcla agua - aceite se determina con la entalpia de vaporización (tablas del vapor saturado), el calor requerido y la calidad del vapor como es mostrado en la **ecuación (29)** y el procedimiento se realiza de manera similar al cálculo del vapor requerido para calentar los tanques de almacenamiento en el numeral 2.6.5.

Dimensionamiento. Para determinar la longitud de los tubos se necesita el Área de transferencia de calor y el diámetro del tubo interno. El calor requerido para calentar la mezcla agua - aceite (calor requerido por el intercambiador de calor) se puede expresar como una forma de la **ecuación (16)** y queda de la siguiente manera:

$$\dot{Q}_r = U \cdot A \cdot \Delta T_{m1} \quad (50)$$

En donde,

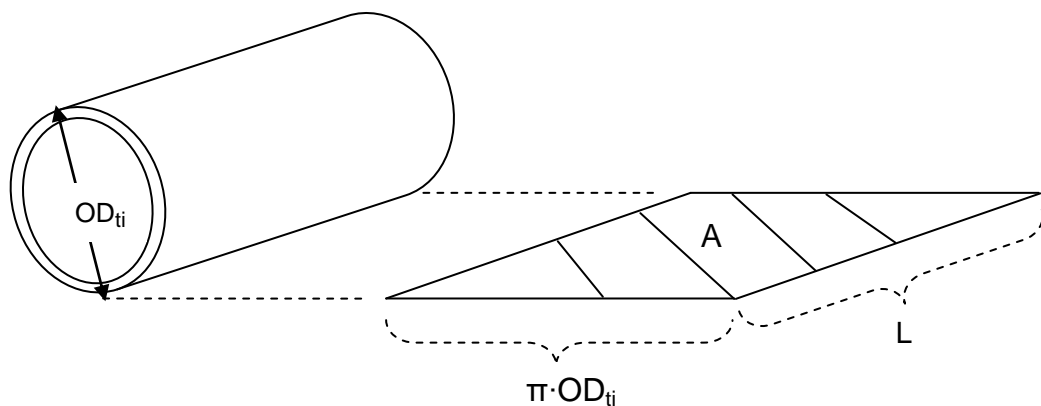
U: Coeficiente Global de Transferencia de Calor	(BTU/hr·ft ² -°F)
A: Área de transferencia de Calor	(ft ²)
ΔT_{m1} : Diferencia de temperatura media logarítmica	(°F)

Los diámetros de los tubos externo e interno se pueden obtener de las tablas de la norma ANSI (*ver anexo D*) o norma BWG en donde se presentan los tamaños comerciales de tubos de acero al carbón, los cuales son los más frecuentemente utilizados en intercambiadores.

La diferencia de temperatura media logarítmica para flujo en contracorriente se obtiene de la **ecuación (17)** que aparece en el numeral 1.2.4. Vale aclarar que para este caso el fluido “frío” es el crudo T2 (mezcla agua - aceite de 13 °API) y el fluido caliente es el vapor saturado.

La determinación del coeficiente global de transferencia de calor **U** es un proceso que involucra algunas propiedades físicas de los fluidos como la viscosidad, la densidad, el número de Prandtl y la conductividad térmica. Este trabajo no hace énfasis en dicho procedimiento, por lo que **U** se toma de la tabla de valores aproximados de coeficientes de transferencia global de calor para diseño de intercambiadores (con caída de presión permisible hasta de 10 psig) del libro de Procesos de Transferencia de Calor de Donald Kern, el cual muestra un valor de 5 a 50 BTU/hr·ft²·°F para sustancias orgánicas pesadas (crudos pesados) calentadas con vapor de agua.

Figura 31. Área superficial del tubo interno del intercambiador.



OD_{tj}: Diámetro externo del tubo interno del intercambiador (ft)

L: Longitud del tubo interno (ft)

$$L = \frac{A}{OD_{tj} \cdot \pi} \quad (51)$$

Con la diferencia media logarítmica de temperaturas ΔT_{ml} y el valor de **U** se despeja el área **A** de la **ecuación (50)**. Tomando un diámetro externo para el tubo interno del intercambiador **OD_{tj}** desde la norma ANSI para tubos en acero al carbón (véase Anexo D) se obtiene la longitud del tubo interno mediante la

ecuación (51), que equivale a la longitud del intercambiador. En este caso se toma una tubería interna de diámetro nominal de $\frac{3}{4}$ de pulgada cédula 40.

3.3.4 Resultados y observaciones.

El valor de **U** asumido en este caso es de 10 BTU/hr-ft²-°F. Este valor se deriva del hecho de que el Coeficiente Global de Transferencia de Calor **U** es dependiente del factor de ensuciamiento que tendrá la tubería debido a los desechos que le aporte el fluido. Ya que el crudo San Fernando tiene un porcentaje de sólidos relativamente alto, éstos pueden ocasionar que el factor de ensuciamiento aumente con el tiempo de uso del equipo, por lo que se esperaría un coeficiente **U** bajo.

El diámetro de las tuberías se toma de la norma ANSI. El tubo externo es de diámetro nominal inmediatamente siguiente al usado para el tubo interior; es decir, que el $ID_{\text{tubo externo}} = 1.380$ (in) y $OD_{\text{tubo externo}} = 1.660$ (in) por el cual circulará el vapor (en el diámetro hidráulico o anular). La caída de presión del vapor por el anular es despreciable (*ver anexo E*). Por teoría se sabe que el vapor sale del intercambiador como líquido saturado ya que ha cedido su calor latente. Este cambio de fase ocurre a presión y temperatura constantes ya que el vapor es tomado como una sustancia pura.

Dependiendo del espacio en que se construya la planta piloto para la deshidratación del crudo, se podría dar una configuración en forma de U al intercambiador para usar menos espaciamiento.

Tabla 19. Resultados del diseño del Intercambiador de Calor.

VARIABLES	VALOR	UNIDADES	
ρ_o @ T entrada	58.05	lb/ft ³	*Hysys
ρ_w @ T entrada	61.16	lb/ft ³	*Hysys
T inicial del crudo	200	°F	
T final del crudo	230	°F	
Cp aceite	0.48	BTU/lb·°F	*Hysys
Cp agua	1	BTU/lb·°F	*Hysys
Eficiencia. Térmica	90	%	
\dot{m} aceite	15.57	lb/h	
\dot{m} agua	42.93	lb/h	
Q aceite	224	BTU/h	
Q agua	1288	BTU/h	
Q	1512	BTU/h	
Q _r	1680	BTU/h	
Calidad vapor	90	%	
P inicial vapor	130	psig	
T inicial vapor	355.6	°F	* Tablas saturación del vapor
h _{fg}	779.7	BTU/lb	
\dot{m}_{vap}	2.2	lb/h	
ΔP vapor	0	psig	
P final vapor condens.	130	psig	
T final vapor condens.	355.6	°F	
ΔT_{ml}	140.1	°F	
U	10	BTU/hr·ft ² ·°F	
OD (tubo interno)	1.05	In	*ANSI cédula 40 D _N =3/4 in
ID (tubo interno)	0.824	in	
OD (tubo externo)	1.66	in	*ANSI cédula 40 D _N =1 ^{1/4} in
ID (tubo externo)	1.38	in	
A	1.2	ft ²	
L	4.4	ft	

3.4 TANQUE DE ASENTAMIENTO

Un tanque de asentamiento es un depósito para procesar fluidos, generalmente a presión atmosférica o presiones internas relativamente bajas. En este equipo se debe retirar el agua restante presente en el crudo que tendrá una emulsión desestabilizada debido a la anterior aplicación de calor. El tanque de asentamiento debe proveer un tiempo de residencia óptimo para que la coalescencia de las gotas de agua y su precipitación ocurran y lograr que el porcentaje de agua final en el aceite sea igual o menor a 0.5% en volumen garantizando la correcta entrega del fluido para los siguientes procesos a los que debe ser sometido.

3.4.1 Variables operacionales. Las variables que se tienen en cuenta en el proceso de diseño del tanque de asentamiento en este caso son la viscosidad del aceite y la diferencia de densidades entre el aceite y el agua; éstas dependen de la temperatura mayormente y de la presión. También están involucrados los caudales de agua y de aceite que van a ser procesados dentro del tanque y que dependen de la remoción ocurrida en los equipos anteriores.

3.4.2 Parámetros de diseño.

Presión y temperatura de diseño. Para este caso el Instituto Colombiano del Petróleo (ICP) ha entregado los valores de presión y temperatura de operación y diseño del tanque de asentamiento. El equipo opera a una presión de 10 psig y una temperatura de 161 °F y debe ser diseñado para una presión de 15 psig y una temperatura de 215 °F.

Gravedad API. La gravedad API del crudo que se debe tratar es de 13 °API. Ya que en los anteriores equipos de remoción de agua (Separador de Agua Libre y Tratador Térmico) pueden haber pérdidas de nafta por evaporación, es necesario reinyectar ese volumen de nafta al fluido que entra al tanque de

asentamiento para garantizar que su gravedad API sea la anteriormente mencionada.

3.4.3 Procedimiento.

Consideraciones. El tanque de asentamiento tiene forma cilíndrica y vertical. Para el diseño de este equipo se asume que el tratador térmico remueve el 85% del agua en emulsión. De esta manera, al tanque de asentamiento entra una cantidad de agua equivalente a:

$$3 \text{ BWPD} * 0.15 = 0.45 \text{ BWPD}$$

Para los tanques de asentamiento, los tiempos de residencia requeridos para que ocurra la remoción de agua necesaria se encuentran entre 8 y 24 horas según el Manual "Oil Production and Processing Facilities". John M. Campbell & company, 2004. El diseño del tanque de asentamiento depende simplemente de la segregación gravitacional; es decir, la velocidad de asentamiento de las partículas dada por la ecuación de Stokes. En este equipo se deben remover tamaños de partícula del orden de 100 a 150 micras.

Para este diseño se define una relación de esbeltez (**L/d**) igual a 1.30. La simulación en Hysys coincide en que las pérdidas de aceite y del solvente de dilución por evaporación en el Tratador Térmico son despreciables.

Datos de entrada.

Tabla 20. Datos de entrada para el diseño del tanque de asentamiento.

Q_o [BOPD]	Q_w [BWPD]	API [°API]	T_{diseño} [°F]	P_{diseño} [psig]
1.15	0.45	13	215	15

Dimensionamiento. Con los datos de caudal de agua y caudal de aceite y asumiendo un tiempo de residencia se calcula mediante las **ecuaciones (30) y (31)** los volúmenes correspondientes de los fluidos. Posteriormente la suma de estos dos volúmenes da como resultado el volumen de líquido, **ecuación (32)**.

Ya que se asumió una relación de esbeltez (**L/d**), se procede a determinar el diámetro del tanque mediante la **ecuación (52)**.

$$V_L = \frac{\pi}{4} d^2 L$$

$$V_L = \frac{\pi}{4} d^3 \left(\frac{L}{d} \right)$$

V_L : Volumen de líquido (ft³)

L: Longitud inicial del tanque de asentamiento (nivel del líquido) (ft)

d: Diámetro del tanque de asentamiento (ft)

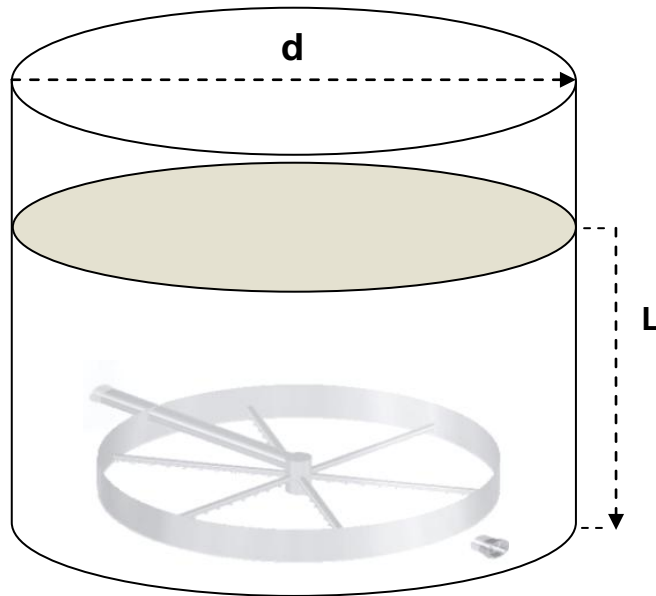
Despejando el diámetro se tiene:

$$d = \left[\frac{4 V_L}{\pi \left(\frac{L}{d} \right)} \right]^{1/3} \quad (52)$$

Ya que se tiene el valor de la relación de esbeltez **L/d** y el valor del diámetro **d**, se despeja el valor de **L** mediante la **ecuación (45)** dada en el diseño del tratador térmico.

Con las **ecuaciones (53) y (54)** se halla el nivel del agua y del aceite.

Figura 32. Esquema del tanque de asentamiento.



$$L_w = \frac{4V_w}{\pi \cdot d^2} \quad (53)$$

$$L_o = \frac{4V_o}{\pi \cdot d^2} \quad (54)$$

En donde:

V_o : Volumen de aceite (ft³)

V_w : Volumen de agua (ft³)

L_o : Espesor del colchón de aceite (ft)

L_w : Espesor del colchón de agua (ft)

El nivel de líquido **L** que inicialmente se asume como la longitud del tanque, es la suma del espesor del colchón de aceite y del colchón de agua dentro del equipo.

Ahora se determina la velocidad de asentamiento del agua en el colchón de aceite:

$$V_t = \frac{L_o}{t_o} \quad (55)$$

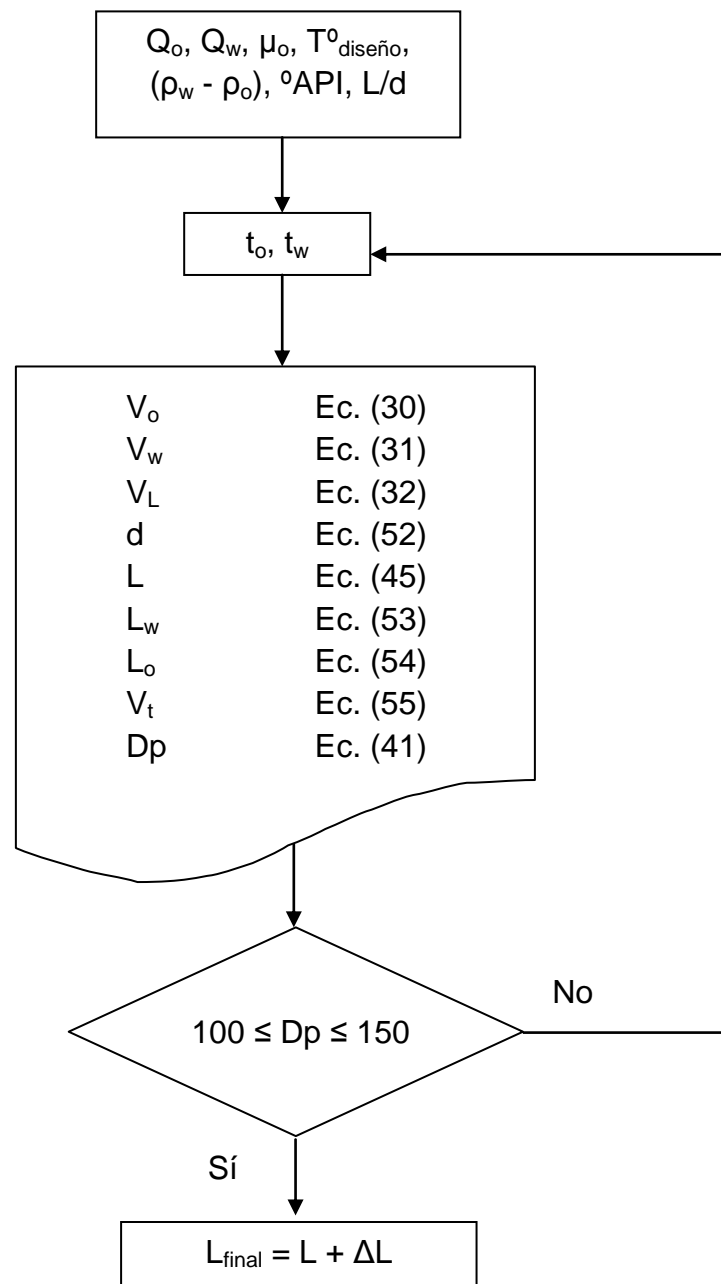
V_t : Velocidad de asentamiento (ft/s)

t_o : Tiempo de residencia del aceite (s)

Mediante la *figura 21* y *figura 22* se hallan los valores de viscosidad del aceite (cP) y diferencia de densidades (g/cm^3) a la temperatura de diseño del tanque. Ahora la **ecuación (41)** se usa para determinar el diámetro de partícula de la gota de agua de la misma manera que en el *Free Water Knock Out*.

El esquema del procedimiento para realizar el diseño del tanque de asentamiento se muestra en la *figura 33*.

Figura 33. Esquema para el diseño del tanque de asentamiento.



3.4.4 Resultados y observaciones.

Tabla 21. Resultados del diseño del tanque de asentamiento.

VARIABLE	VALOR	UNIDADES
Q_w	0.45	bwpd
Q_o	1.15	bopd
L/d	1.3	adim
t_w	1600	min
t_o	1600	min
V_o	7.15	ft ³
V_w	2.81	ft ³
V_L	9.96	ft ³
L_w	0.78	ft
L_o	1.99	ft
L	2.78	ft
d	2.14	ft
L_{final}	2.95	ft
V_t	2.08E-05	ft/s
V_t	6.33E-04	cm/s
D_p	150	micrones

La longitud final del tanque (altura del tanque) corresponde a la longitud inicial L más un delta de longitud de 5 cm para efectos de espaciado para el gas que aun esté acompañando al crudo. Cabe resaltar que para llegar a estos resultados se asumieron múltiples tiempos de residencia hasta obtener un diámetro de partícula aceptable en el rango inicialmente mencionado (100 – 150 micrones). Esto quiere decir que un tanque de asentamiento de 2.14 ft de diámetro y 2.95 ft de altura, removerá partículas de agua mayores a 150 micrones aplicando un tiempo de residencia de 1600 minutos (26.7 horas).

El tanque de asentamiento remueve el agua suficiente para garantizar que el BSW a la salida de éste sea igual o menor a 0.5%, cumpliendo con la calidad del crudo a la salida de la planta de deshidratación.

3.4.5 Recomendaciones y sugerencias. El material del equipo es acero al carbón. Este equipo puede contar con platos de coalescencia que favorezcan la separación agua – aceite para optimizar el proceso. El tanque puede ser de tipo concéntrico con un distribuidor de flujo tipo araña con placa horizontal (*véase figura 32*). La deshidratación de las emulsiones de aceite y agua presentes en un fluido es altamente dependiente del número de puntos de inyección, entonces el tipo de distribuidor es un factor importante que influencia la eficiencia de la separación de la emulsión.

El tanque de asentamiento debe contar con sus respectivos controles de nivel de agua y de aceite, así como las válvulas de descarga de estos dos fluidos. Una válvula de control de presión debe ser usada para mantener la presión en el tanque durante el proceso de separación agua – aceite. Para que la separación sea eficiente es importante que el crudo mantenga su temperatura constante, así que el equipo debe llevar un revestimiento que lo aisle térmicamente para evitar pérdidas de calor al ambiente.

El agua removida de los diferentes equipos separadores se lleva a la planta de tratamiento de aguas y los vapores se llevan al sistema de blow down de las instalaciones de plantas piloto del ICP.

4. HOJAS DE DATOS DE LOS EQUIPOS

4.1 HOJA DE DATOS - TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE CRUDO.

Tabla 22. Hoja de datos del tanque de almacenamiento de crudo T2.

UNIDAD	PLANTA PILOTO PARA LA DESHIDRATACION DEL CRUDO SAN FERNANDO			
UBICACIÓN	PLANTAS PILOTO ICP			
TITULO	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DEL CRUDO SAN FERNANDO			
TIPO	TANQUE HORIZONTAL DE BAJA PRESION			
CANTIDAD	1			
CASO	CRUDO SAN FERNANDO			
SERVICIO	ALMACENAMIENTO DE CRUDO SAN FERNANDO DE 8.7 °API CON 10% AGUA			
		DISEÑO	OPERACION	
PRESION	psig	50	0	
TEMPERATURA	°F	200	150	
			NOTA	
DATOS DEL DISEÑO	GRAVEDAD API	°API	8,7	
	NIVEL MAXIMO DE LIQUIDO	ft	4,6	
	CAPACIDAD DE TRABAJO	bbl	3,4	2
	DIAMETRO	ft	2,3	
	ALTURA	ft	4,8	
	ESPESOR MINIMO	pulg	3/16	
	CAPACIDAD NETA	bbl	3,55	
OTROS				
SERPENTIN: SI	DIAMETRO	1/2 "	1	
AISLAMIENTO		CONSERVACION DE CALOR		
TIPO DE TECHO		DOMO		
NOTAS				
1. El calentamiento se realiza con vapor de las instalaciones de plantas piloto ICP.				
2. El tanque se debe cargar cada 3 días				

4.2 HOJA DE DATOS - TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA.

Tabla 23. Hoja de datos del tanque de almacenamiento de agua.

UNIDAD	PLANTA PILOTO PARA LA DESHIDRATACION DEL CRUDO SAN FERNANDO		
UBICACIÓN	PLANTAS PILOTO ICP		
TITULO	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA		
TIPO	TANQUE HORIZONTAL DE BAJA PRESION		
CANTIDAD	1		
CASO	CRUDO SAN FERNANDO		
SERVICIO	ALMACENAMIENTO DE AGUA		
		DISEÑO	OPERACIÓN
PRESION	psig	50	0
TEMPERATURA	°F	200	150
			NOTA
DATOS DEL DISEÑO	GRAVEDAD API	°API	10
	NIVEL MAXIMO DE LÍQUIDO	ft	4,4
	CAPACIDAD DE TRABAJO	bbl	2,98
	DIAMETRO	ft	2,2
	ALTURA	ft	4,6
	ESPEJOR MINIMO	pulg	3/16
	CAPACIDAD NETA	bbl	3,11
OTROS			
SERPENTIN: SI	DIAMETRO	1/2 "	1
AISLAMIENTO		CONSERVACION DE CALOR	
<p>El diagrama muestra un tanque horizontal con un fondo cónico. Las dimensiones se indican con líneas azules y texto: el diámetro es de 2,2 ft, la altura total es de 4,6 ft y el nivel máximo de líquido es de 4,4 ft.</p>			
NOTAS			
1. El calentamiento se realiza con vapor de las instalaciones de plantas piloto ICP.			
2. El tanque se cargara cada 8 horas			

4.3 HOJA DE DATOS - TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE SOLVENTE.

Tabla 24. Hoja de datos del tanque de almacenamiento de nafta.

UNIDAD	PLANTA PILOTO PARA LA DESHIDRATACION DEL CRUDO SAN FERNANDO			
UBICACIÓN	PLANTAS PILOTO ICP			
TITULO	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE NAFTA			
TIPO	TANQUE HORIZONTAL DE BAJA PRESION			
CANTIDAD	1			
CASO	CRUDO SAN FERNANDO			
SERVICIO	ALMACENAMIENTO DE NAFTA			
		DISEÑO	OPERACIÓN	
PRESION	psig	15	10	
TEMPERATURA	°F	130	80	
			NOTA	
DATOS DE DISEÑO	ESPECIFICACIONES		INERTIZADO	1
	GRAVEDAD API	°API	51,3	
	NIVEL MAXIMO DE LÍQUIDO	ft	1,48	
	CAPACIDAD DE TRABAJO	bbbl	0,45	2
	DIAMETRO	ft	1,48	
	ALTURA	ft	1,97	
	ESPEJOR MINIMO	pulg	3/16	
	CAPACIDAD NETA	bbbl	0,6	
OTROS				
AISLAMIENTO		NO		
TIPO DE TECHO		DOMO		
<p>Diagrama de un tanque horizontal con un domo. El diámetro del tanque es de 1,48 ft. La altura total del tanque con el domo es de 1,97 ft. El nivel máximo de líquido está a 1,48 ft desde el fondo del tanque.</p>				
NOTAS				
1. Capa de gas con nitrógeno para mantener la presión.				
2. El tanque se debe cargar cada 3 días				

4.4 HOJA DE DATOS - TANQUE DE MEZCLA.

Tabla 25. Hoja de datos del tanque de la mezcla de 13° API.

UNIDAD	PLANTA PILOTO PARA LA DESHIDRATACION DEL CRUDO SAN FERNANDO		
UBICACIÓN	PLANTAS PILOTO ICP		
TITULO	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE MEZCLA		
TIPO	TANQUE HORIZONTAL DE BAJA PRESION		
CANTIDAD	1		
CASO	CRUDO SAN FERNANDO		
SERVICIO	ALMACENAMIENTO DE MEZCLA DE 13° API CON 88.7% AGUA		
		DISEÑO	OPERACION
PRESION	Psig	50	5
TEMPERATURA	°F	200	150
			NOTA
DATOS DEL DISEÑO	GRAV. API DEL CRUDO	°API	13
	NIVEL MAXIMO DE LIQUIDO	ft	4,6
	CAPACIDAD DE TRABAJO	bbl	3,4
	DIAMETRO	ft	2,3
	ALTURA	ft	4,8
	ESPESOR MINIMO	pulg	3/16
	CAPACIDAD NETA	bbl	3,6
OTROS			
AISLAMIENTO	CONSERVACION DE CALOR		
TIPO DE TECHO	DOMO		
<p>Diagrama de un tanque horizontal con un techo domo. El diámetro del tanque es de 2,3 ft. La altura total del tanque con el techo es de 4,8 ft. El nivel máximo de líquido está a una altura de 4,6 ft desde el fondo del tanque.</p>			
NOTAS			
1. El tanque se debe cargar cada 8 horas			

4.5 HOJA DE DATOS - SEPARADOR DE AGUA LIBRE.

Tabla 26. Hoja de datos del Separador de Agua Libre.

UNIDAD	PLANTA PILOTO PARA LA DESHIDRATACION DEL CRUDO SAN FERNANDO		
UBICACIÓN	PLANTAS PILOTO ICP		
TITULO	SEPARADOR DE AGUA LIBRE (FREE WATER KNOCK OUT)		
TIPO	SEPARADOR HORIZONTAL DE BAJA PRESION		
CANTIDAD	1		
CASO	CRUDO SAN FERNANDO CON 89% EN VOLUMEN DE AGUA		
SERVICIO	SEPARACION ACEITE - AGUA		
		DISEÑO	OPERACION
PRESION	psig	65	40
TEMPERATURA	°F	200	150
FLUIDO			NOTA
ACEITE	CAUDAL	BOPD	1.15
	GRAVEDAD API	°API	13
	VISCOSIDAD	cP	190.8
	VOLUMEN	ft ³	0.076
	TIEMPO RESIDENCIA	min	17
AGUA	CAUDAL	BWPD	9
	VOLUMEN	ft ³	0.60
	DIAM. PARTICULA	micras	361
	GEw - GEo	adim	0.048
DIMENSIONES			NOTA
LONGITUD	ft	2.56	
LONGITUD EFECTIVA	ft	1.71	
DIAMETRO	ft	0.85	
COLCHON DE ACEITE	ft	0.06	
NIVEL DE AGUA	ft	0.50	
NOTAS			
1. Pérdidas de aceite por evaporación despreciables.			
2. Equivalente a 3 barriles de agua en emulsión y 6 barriles como agua libre.			

4.6 HOJA DE DATOS – INTERCAMBIADOR DE CALOR.

Tabla 27. Hoja de datos del intercambiador de calor.

UNIDAD	PLANTA PILOTO PARA LA DESHIDRATACION DEL CRUDO SAN FERNANDO				
UBICACIÓN	PLANTAS PILOTO ICP				
TITULO	INTERCAMBIADOR DE CALOR				
TIPO	TUBOS CONCENTRICOS - FLUJO EN CONTRACORRIENTE				
CANTIDAD	1				
CASO	CRUDO SAN FERNANDO CON 73% EN VOLUMEN DE AGUA				
SERVICIO	CALENTAMIENTO				
		DISEÑO		OPERACIÓN	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
VAPOR	PRESION psig	130	130	N.E.	N.E.
	TEMP. °F	355.6	355.6	N.E.	N.E.
CRUDO T2	PRESION psig	65	N.E.	40	N.E.
	TEMP. °F	200	230	150	180
FLUIDO					NOTA
CRUDO T2	CAUDAL	BOPD		1.15	
	GRAVEDAD API	°API		13	
VAPOR _(SATURADO)	CALIDAD	%		90	
	FLUJO MASICO	lb/h		2.155	
DIMENSIONES					NOTA
		TUBO EXTERNO		TUBO INTERNO	
		OD [in]	ID [in]	OD [in]	ID [in]
		1.660	1.380	1.05	0.824
LONGITUD	ft			4.4	1
NOTAS					
1. El equipo puede tener una configuración en forma de U para efectos de espaciamento.					
N.E : No especificado.					

4.7 HOJA DE DATOS - TRATADOR TERMICO.

Tabla 28. Hoja de datos del Tratador Térmico.

UNIDAD	PLANTA PILOTO PARA LA DESHIDRATACION DEL CRUDO SAN FERNANDO		
UBICACIÓN	PLANTAS PILOTO ICP		
TITULO	TRATADOR TERMICO		
TIPO	SEPARADOR HORIZONTAL DE BAJA PRESION		
CANTIDAD	1		
CASO	CRUDO SAN FERNANDO CON 73% EN VOLUMEN DE AGUA		
SERVICIO	SEPARACION ACEITE - AGUA		
		DISEÑO	OPERACION
PRESION	psig	55	30
TEMPERATURA	°F	230	180
FLUIDO	SECCIÓN DE COALESCENCIA		NOTA
ACEITE	CAUDAL	BOPD	1.15
	GRAVEDAD API	°API	13
	VISCOSIDAD	cP	50.3
	VOLUMEN	ft ³	0.1673
	TIEMPO RESIDENCIA	min	37
AGUA	CAUDAL	BWPD	3.00
	VOLUMEN	ft ³	0.076
	DIAM. PARTICULA	micras	260
	GEw - GEo	adim	0.054
DIMENSIONES			NOTA
LONGITUD SECCION COALESCENCIA	ft	1.074	2
LONGITUD SECCION DE ALIVIO	ft	0.268	
DIÁMETRO	ft	0.537	
NOTAS			
1. Pérdidas de aceite por evaporación despreciables.			
2. Sistema de Calentamiento externo. La sección de alivio corresponde a 0.5*Diámetro.			

4.8 HOJA DE DATOS - TANQUE DE ASENTAMIENTO.

Tabla 29. Hoja de datos del tanque de asentamiento.

UNIDAD	PLANTA PILOTO PARA LA DESHIDRATACION DEL CRUDO SAN FERNANDO		
UBICACIÓN	PLANTAS PILOTO ICP		
TITULO	TANQUE DE ASENTAMIENTO		
TIPO	TANQUE VERTICAL DE BAJA PRESION		
CANTIDAD	1		
CASO	CRUDO SAN FERNANDO CON 28% EN VOLUMEN DE AGUA		
SERVICIO	SEPARACION ACEITE - AGUA		
		DISEÑO	OPERACION
PRESION	psig	15	10
TEMPERATURA	°F	215	161
FLUIDO			NOTA
ACEITE	CAUDAL	BOPD	1.15
	GRAVEDAD API	°API	13
	VISCOSIDAD	cP	97.9
	VOLUMEN	ft ³	7.15
	TIEMPO RESIDENCIA	min	1600
AGUA	CAUDAL	BWPD	0.45
	VOLUMEN	ft ³	2.81
	DIAM. PARTICULA	micras	150
	GEw - GEo	adim	0.051
DIMENSIONES			NOTA
ALTURA	ft	2.94	
DIAMETRO	ft	2.14	
COLCHON DE ACEITE	ft	2.00	
NIVEL DE AGUA	ft	0.78	
NOTAS			
1. Pérdidas de aceite por evaporación despreciables.			
2. A la salida del equipo la fracción volumétrica de agua en el crudo es menor de 0.5%.			

4.9 BALANCE DE MATERIA PARA EL SOLVENTE.

Para estimar las pérdidas de solvente en cada uno de los equipos separadores anteriores, se realizó la simulación del crudo San Fernando diluido con un tipo de nafta de plantas piloto del Instituto Colombiano del Petróleo (ICP) usando el software comercial Hysys. Los resultados muestran que las pérdidas por evaporación de dicha nafta durante el proceso de deshidratación del crudo son demasiado bajos, al igual que las pérdidas del aceite mismo. Es por esta razón que el flujo volumétrico de aceite en los 3 equipos separadores se considera constante.

Tabla 30. Pérdidas de solvente en el proceso.

BALANCE DE MATERIA PARA LA NAFTA @ CONDICIONES DE DISEÑO (HYSYS-Paquete termodinámico Grayson Streed)

COMPONENTE	FWKO			TRATADOR TÉRMICO			TANQUE DE ASENTAMIENTO		
	ENTRADA LÍQUIDO [USGPH]	SALIDA LÍQUIDO [USGPH]	PÉRDIDA LÍQUIDO [USGPH]	ENTRADA LÍQUIDO [USGPH]	SALIDA LÍQUIDO [USGPH]	PÉRDIDA LÍQUIDO [USGPH]	ENTRADA LÍQUIDO [USGPH]	SALIDA LÍQUIDO [USGPH]	PÉRDIDA LÍQUIDO [USGPH]
NBP[1]140	0,001936	0,001936	0,0000	0,001932	0,001929	0,000003	0,001929	0,001864	0,000065
NBP[1]169	0,002445	0,002445	0,0000	0,002442	0,002440	0,000002	0,002440	0,002387	0,000053
NBP[1]194	0,002645	0,002645	0,0000	0,002643	0,002641	0,000002	0,002641	0,002602	0,000040
NBP[1]222	0,005963	0,005963	0,0000	0,005960	0,005957	0,000003	0,005957	0,005898	0,000059
NBP[1]248	0,011109	0,011109	0,0000	0,011105	0,011102	0,000004	0,011102	0,011028	0,000074
NBP[1]278	0,026987	0,026987	0,0000	0,026981	0,026975	0,000005	0,026975	0,026865	0,000111
NBP[1]298	0,043063	0,043063	0,0000	0,043056	0,043049	0,000006	0,043049	0,042924	0,000126
NBP[1]329	0,042261	0,042261	0,0000	0,042257	0,042253	0,000004	0,042253	0,042181	0,000073
NBP[1]353	0,053534	0,053534	0,0000	0,053530	0,053527	0,000003	0,053527	0,053468	0,000060
NBP[1]381	0,043440	0,043440	0,0000	0,043439	0,043437	0,000001	0,043437	0,043408	0,000029
NBP[1]403	0,022815	0,022815	0,0000	0,022815	0,022814	0,000001	0,022814	0,022804	0,000010
TOTAL [USGPH]	0,256199	0,256199	0,0000	0,256160	0,256126	0,000034	0,256126	0,255427	0,000699
PÉRDIDA ACUMULADA [USGPD]	0,000000			0,00081113			0,0175956		

4.10 BALANCE GENERAL DE MATERIA.

Tabla 31. Balance de materia del proceso general.

BALANCE DE MATERIA (Condiciones de Operación)					
PLANTA PILOTO PARA LA DESHIDRATACION DEL CRUDO SAN FERNANDO					
		CORRIENTES			
		CRUDO T2 DE 8.7° API CON CW=10%	AGUA DE ADICIÓN	CRUDO T2 DE 8.7 °API CON CW=90%	NAFTA DE DILUCION
PROPIEDAD	UNIDADES	1	2	3	4
Temperatura	°F	150	150	150	78
Presión	psia	64.7	14.7	64.7	24.7
Flujo volumétrico de líquido	bbl/día	1.12	8.88	10.00	0.1464
Flujo volumétrico de líquido	gal/día	47.04	372.96	420.00	6.15
Viscosidad del aceite T2	cP	≈ 19000	---	≈ 19000	---
Fracción volumétrica de agua	(adim)	0.1	1.00	0.9	---
Delta de GE (GEw-GEo)	(adim)	0.012	---	0.012	---
Flujo volumétrico de agua	bbl/día	0.112	8.88	9.00	---
Caudal de agua libre	bbl/día	0.0672	8.88	6.00	---
Caudal de agua en emulsión	bbl/día	0.048	---	3.00	---
		CORRIENTES			
		CRUDO T2 DE 13° API CON CW=88.7%	CRUDO SALIDA FWKO	CRUDO SALIDA TRATADOR TÉRMIICO	CRUDO SALIDA TANQUE ASENTAM.
PROPIEDAD	UNIDADES	5	6	7	8
Temperatura	°F	150	150	180	161
Presión	psia	64.7	54.7	44.7	24.7
Flujo volumétrico de líquido	bbl/día	10.1464	4.1464	1.5964	1.1521
Flujo volumétrico de líquido	gal/día	426.15	174.15	67.05	48.39
Viscosidad del aceite T2	cP	1760	1760	464	1129
Fracción volumétrica de agua	(adim)	0.887	0.73	0.28	≤ 0.005
Delta de GE (GEw-GEo)	(adim)	0.039	0.039	0.044	0.040
Flujo volumétrico de agua	bbl/día	9.00	3.00	0.45	≤ 0.06
Caudal de agua libre	bbl/día	6.00	0.00	0.00	0
Caudal de agua en emulsión	bbl/día	3.00	3.00	0.45	≤ 0.06

CONCLUSIONES

1. Debido a las propiedades físico-químicas del crudo proveniente de la formación San Fernando, éste requiere de un proceso de up-grading y de calentamiento simultáneamente para poder ser deshidratado. La deshidratación es llevada a cabo en diferentes etapas, pasando por los diferentes equipos de remoción de agua diseñados a nivel piloto.
2. Mediante el análisis del proceso requerido para la deshidratación del crudo, el estudio de sus propiedades y estableciendo unos parámetros de diseño con la ayuda de la herramienta computacional Hysys, se obtuvo el dimensionamiento de las facilidades de superficie principales que operarán la planta piloto para la deshidratación del crudo San Fernando; tanto equipos de remoción de agua como equipos de almacenamiento de los diferentes fluidos.
3. Para realizar el proceso de mezclado de los fluidos dentro del tanque de almacenamiento de la mezcla de 13 °API se puede instalar un agitador que garantice la homogeneización del producto final dentro del equipo. Teniendo en cuenta que esto eleva el costo total del equipo se sugiere que el proceso de mezcla se lleve a cabo mediante la recirculación de los fluidos por medio de una corriente de reciclo que sale de la bomba que esté conectada al tanque. Este procedimiento se puede llevar a cabo en un tiempo de 10 a 20 minutos o un poco más en caso de ser necesario.
4. Se sugiere que el proceso de dilución de la nafta para lograr un fluido de 13 °API preceda al proceso de adición de agua para alcanzar el corte de 90% en volumen de agua. Esto se hace para que la homogeneización de la nafta con el crudo de 8.7 °API sea más eficiente y el proceso de acondicionamiento del crudo requiera de menos tiempo.

RECOMENDACIONES

1. Por efectos del área disponible dentro de las instalaciones de plantas piloto en el ICP para la construcción de la unidad de deshidratación, se recomienda que el intercambiador de calor de tubos concéntricos tenga forma de U ya que su longitud puede afectar la ubicación de los demás equipos dentro del área fijada.
2. Se ha realizado una parte de la ingeniería conceptual de la planta a nivel piloto para la deshidratación del crudo San Fernando. Se recomienda un estudio a nivel de ingeniería básica e ingeniería de detalle aplicado al diseño de los equipos que hacen parte de la planta para posteriormente fijar su construcción y ubicación dentro de las instalaciones de la dependencia de Plantas Piloto en el Instituto Colombiano del Petróleo.

GLOSARIO

- A: Área, (ft²)
- bopd: Barriles de aceite por día
- bwpd: Barriles de agua por día
- Cp: Calor específico, (BTU/lb·°F)
- d: Diámetro, (ft)
- Dp: Diámetro de partícula, (micras)
- GOR: Relación Gas - Aceite, (SCF/STB)
- h: Altura (En diseño de Tanques de almacenamiento y separadores), (ft)
- h_{fg}: Entalpía de vaporización, (BTU/lb)
- h_o: Espesor del colchón de aceite, (ft)
- h_w: Espesor del colchón de agua, (ft)
- ID: Diámetro interno, (in)
- L: Longitud, (ft)
- L_{eff}: Longitud efectiva, (ft)
- L_o: Espesor del colchón de aceite para el tanque de asentamiento, (ft)
- L_w: Espesor del colchón de agua para el tanque de asentamiento, (ft)
- ṁ: Flujo másico, (lb/h)
- M: Fracción de área, (adimensional)
- OD: Diámetro externo, (in)
- P: Presión, (psig)
- \dot{Q}_r : Flujo de calor requerido, (BTU/h)
- \dot{Q} : Flujo de calor, (BTU/h)
- Q_o: Caudal de aceite, (bopd)
- Q_w: Caudal de agua, (bwpd)
- T: Temperatura, (°F)
- t_o: Tiempo de residencia del aceite, (s)

t_w : Tiempo de residencia del agua, (s)
U: Coeficiente global de Transferencia de Calor, (BTU/h·ft²·°F)
USGPD: Galones Americanos por día.
V: Volumen, (ft³)
 V_L : Volumen de líquido, (ft³)
 V_o : Volumen de aceite, (ft³)
 V_t : Velocidad de Asentamiento, (ft/s)
 V_w : Volumen de agua, (ft³)
X: Calidad del vapor, (%)
 ΔP : Diferencia de presiones, (psig)
 ΔT : Diferencia de temperaturas, (°F)
 ΔT_{ml} : Diferencia media logarítmica de temperaturas, (°F)
 μ_o : Viscosidad del aceite, (cP)
 ρ_o : Densidad del aceite, (g/cm³; lb/ft³)
 ρ_w : Densidad del agua, (g/cm³; lb/ft³)

BIBLIOGRAFIA

ARNOLD, Ken y STEWART, Mauricio. Surface Production Operations. Volumen 1, Segunda Edición. Houston, Texas; Gulf Publishing Company.

CAMPBELL, John M. & company. Oil Production and Processing Facilities. Norman, Oklahoma 2004-2007.

GAMBOA GÓMEZ, Diego Felipe y PEÑA SAENZ, Yuly Paola. Determinación De Estándares Operativos Para Separadores. Tesis 2007.UIS.

HERNÁNDEZ SERRANO, Diego Andrés y VALDERRAMA TORRES, Viviana Yamile. Desarrollo de un software para la selección de separadores y tratadores térmicos. Tesis 2008. UIS

INCROPERA, Frank P. Fundamentos de Transferencia de Calor (versión en Español), 4ta edición. México. 1996.

KERN, Donald Q. Procesos de Transferencia de Calor (versión en Español), 1era edición. México, 1999.

MARFISI Shirley y SALAGER Jean Louis. Deshidratación de crudo, principios y tecnología. Cuaderno FIRP N° 853 PP Venezuela, 2004.

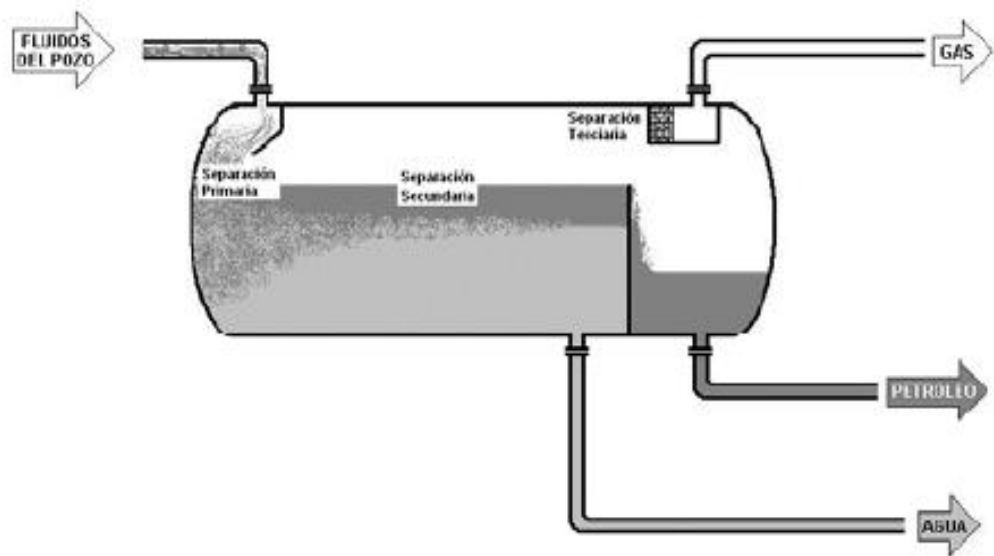
NARIÑO REMOLINA, Fredy. Curso Manejo, Separación y Tratamiento de Fluidos de Producción. UIS Noviembre 30 y 1 de Diciembre del 2007.

NOGUERA GIRALDO Andrés Alberto y SISSA GOMEZ Héctor Javier. Análisis y diagnostico del funcionamiento operacional de la planta deshidratadora del campo Cantagallo. Tesis 2008 UIS.

SALAGER Jean Louis. Modulo de enseñanza en fenómenos interfaciales.
Emulsiones propiedades y formulación. Cuaderno FIRP 231 Venezuela, 1993.

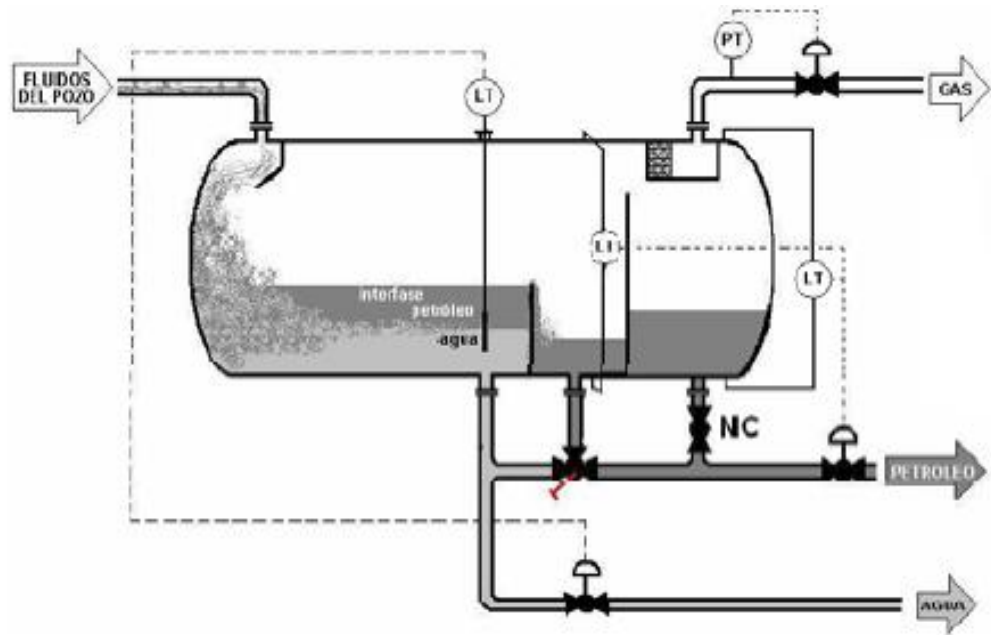
VILLAREAL, Rafael y SABATINI, Diego. Experiencia con separadores trifásicos de
ensayo en el golfo San Jorge. Documento de Pan American Energy.

ANEXO A: SEPARADOR TRIFASICO DE ENSAYO TIPO A.



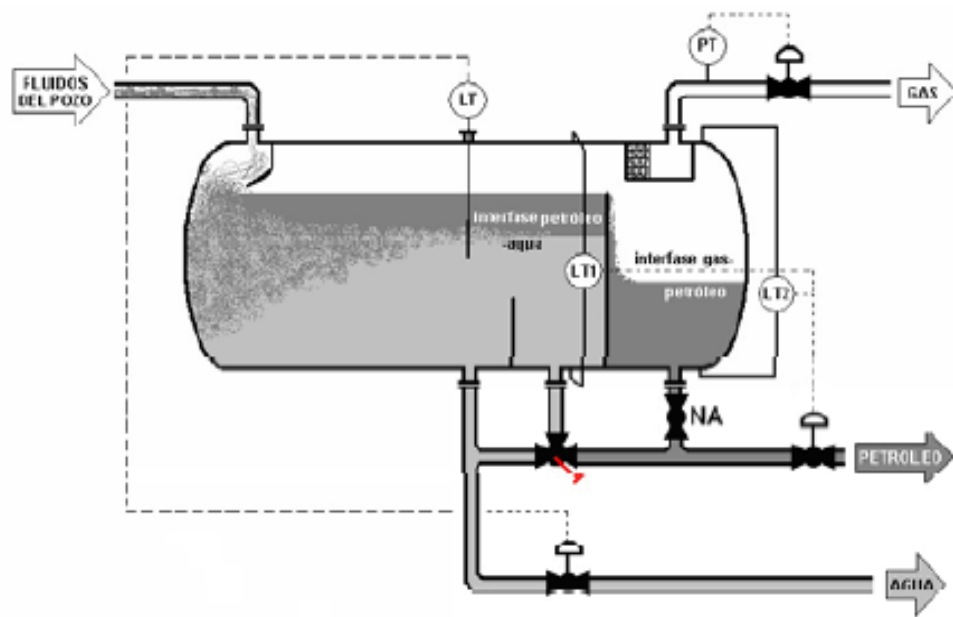
Fuente: Pan American Energy LLC.

ANEXO B: SEPARADOR TRIFASICO DE ENSAYO TIPO B.



Fuente: Pan American Energy LLC.

ANEXO C: SEPARADOR TRIFASICO DE ENSAYO TIPO C.



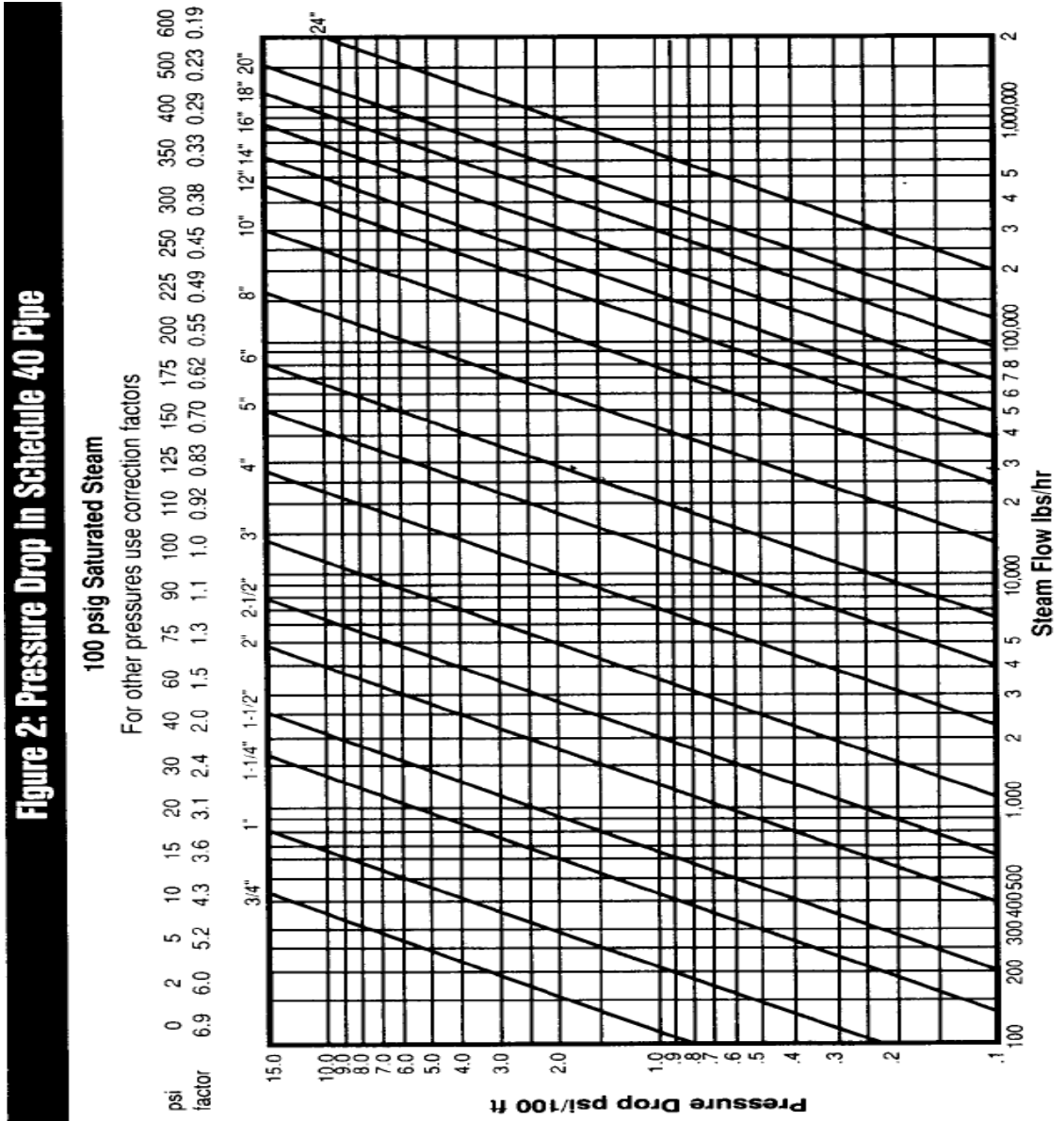
Fuente: Pan American Energy LLC.

**ANEXO D: ESPECIFICACIONES PARA TUBOS DE ACERO COMERCIAL
SEGÚN NORMA ANSI.**

D_N	OD	Cédula	ID	D_N	OD	Cédula	ID
[in]	[in]		[in]	[in]	[in]		[in]
3/4	1,05	40	0,824	6	6,625	10 S	6,357
		80	0,742			40	6,065
1	1,315	40	1,049			8	8,625
		80	0,957	10 S	8,329		
1 1/4	1,66	40	1,38	30	8,071		
		80	1,278	80	7,625		
1 1/2	1,9	40	1,61	10	10,75		
		80	1,5			30	10,192
2	2,375	40	2,067			12	12,75
		80	1,939	10 S	12,39		
2 1/2	2,875	40	2,469	30	12,09		
		80	2,323	XX	11,75		
3	3,5	40	3,068	14	14		
		80	2,9			Estándar	13,25
3 1/2	4	40	3,548			16	16
		80	3,364	10	15,5		
4	4,5	40	4,026	Estándar	15,25		
		80	3,826	XX	15		
5	5,536	10 S	5,295	18	18		
		40	5,047			Estándar	17,25
		80	4,813			XX	17

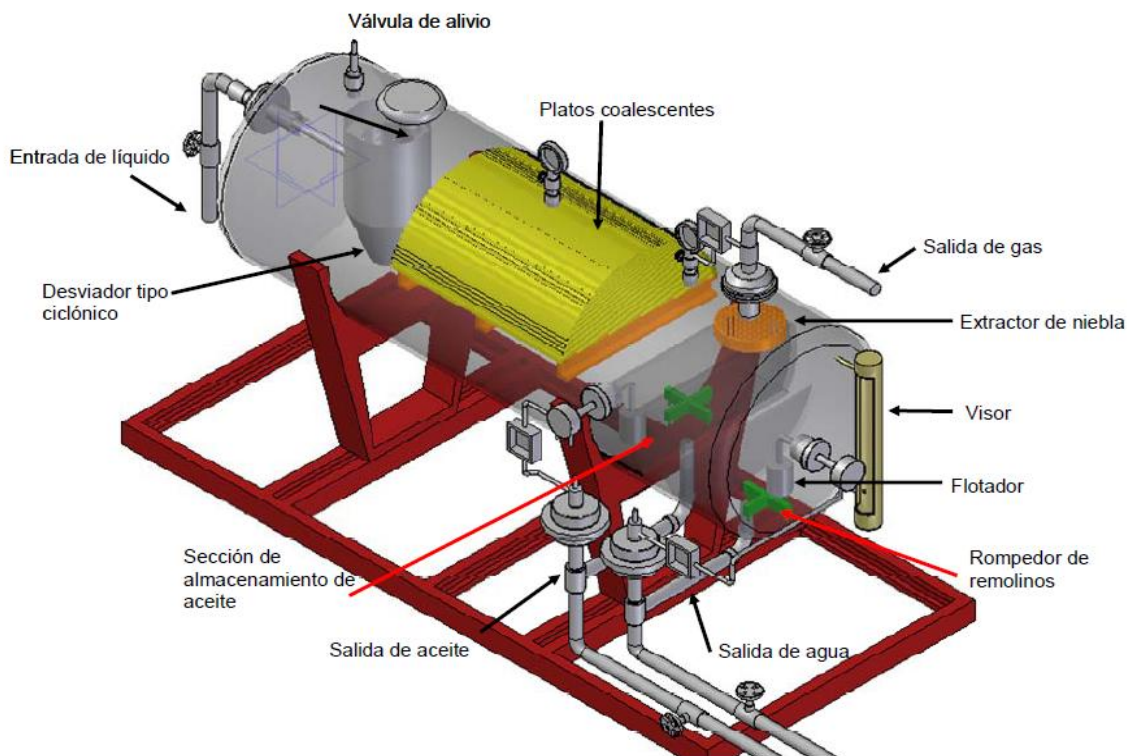
Fuente: Norma ANSI.

ANEXO E. TAMAÑOS DE TUBERIAS DE VAPOR PARA CAIDAS DE PRESION



Fuente: Especialización en Combustión S.A. (tomado de internet)

ANEXO F: VISTA INTERIOR SEPARADOR HORIZONTAL TRIFASICO CONVENCIONAL.



Fuente: (Modificado de manual P11, Separators, Petroleum Learning Programs LTD). GAMBOA GÓMEZ Diego Felipe y PEÑA SÁENZ Yuly Paola. op. cit., p 36.