



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

DIVISIÓN DE INGENIERÍA EN CIENCIAS DE LA TIERRA

Operación y Proceso en los sistemas de Tratamiento de Crudo

TESIS

PARA OPTAR POR EL TÍTULO DE:

INGENIERO PETROLERO

PRESENTAN:

LETICIA GUZMÁN SALDAÑA

MARCO ANTONIO RÍOS CEDEÑO

DIRECTOR DE TESIS:

M. I. GÓMEZ CABRERA JOSÉ ÁNGEL

25/02/2016

Ciudad Universitaria, D. F.





Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

RESUMEN

Los pozos petroleros además de producir hidrocarburos producen impurezas, es decir, materiales no hidrocarburos presentes en los yacimientos, ya sean sólidos, líquidos o gases. Estas impurezas afectan drásticamente la producción de petróleo de distintas maneras y por ello es necesaria la implementación de equipos y procesos que nos ayuden a combatirlos con el propósito de optimizar ya producción y ofrecer al mercado un aceite que cumpla con las normas establecidas para su comercialización.

Las emulsiones se pueden presentar de varias maneras significando uno de los principales problemas para el tratamiento del petróleo crudo, dado que dependiendo del tipo de emulsión se deberá realizar el tratamiento más adecuado. Antes de comenzar algún procedimiento para romper emulsiones se debe llevar a cabo el buen muestreo y análisis como se indica a lo largo de esta tesis, cada uno de los pasos a seguir requieren ser llevados a cabo con las medidas necesarias ya que realizar incorrectamente una de las partes que integran el proceso para determinar las propiedades de la emulsión puede afectar muy drásticamente la toma de decisiones ocasionando graves pérdidas. Sin embargo para poder llevar a cabo una correcta selección del tratamiento a seguir, se deben considerar no solo el tipo de emulsión a la que se está enfrentando, sino también factores tales como: la disponibilidad de equipos, la disponibilidad de materiales y el análisis económico entre otros.

El petróleo crudo es una mezcla sumamente compleja y el estudio por separado de los compuestos que lo conforman sería una tarea igual o mayormente difícil, además que existe una buena diversidad en cuanto a los tipos de aceites, por ello lo más común es realizar la caracterización del petróleo crudo de forma que sea posible abarcar propiedades comunes entre los diferentes tipos de crudo y de esta manera facilitar el estudio de sus propiedades. No obstante no se deben tratar a los fluidos de todo un yacimiento como una mezcla única, sino que es necesario realizar el muestreo y análisis de los fluidos producidos, ya que aun siendo de un mismo yacimiento los fluidos pueden comportarse de distintas maneras dependiendo de las propiedades de cada uno de ellos. Existen normas específicas que tratan a detalle las técnicas para llevar a cabo la correcta caracterización del crudo, estas normas esencialmente comprenden el tipo y la calidad del petróleo crudo.

El petróleo crudo debe ser estabilizado para evitar pérdidas volumétricas que a su vez se traducen a pérdidas económicas, pues se debe considerar que las fracciones ligeras del crudo son de gran valor económico, además que existen

sanciones por no cumplir con los parámetros establecidos. La estabilización del petróleo crudo consiste en remover las fracciones ligeras de la corriente de petróleo crudo para no ventearlas a la atmósfera. Cuando el aceite está libre de gas natural disuelto, o "muerto", entonces puede ser almacenado en un tanque ventilado a presión atmosférica, por supuesto, sujeto a las regulaciones de emisiones. La presión de vapor Reid establece las condiciones de transporte y almacenamiento de crudo a partir de la presión de burbuja del aceite, la presencia de hidrocarburos ligeros aumenta drásticamente esta presión. Los equipos de separación de flash y separadores multietapa colocados en serie a presiones sucesivamente inferiores (o la separación de múltiples etapas, MSS) son comúnmente utilizados en la estabilización del petróleo crudo. Los equipos estabilizadores pueden lograr un producto de especificación estable con una recuperación más alta, pero con la limitante que requieren alta inversión de capital y costos de operación.

La formación de condensados es un problema que puede ocasionar graves daños en los equipos de bombeo ya que los líquidos no pueden ser conducidos a través de estos equipos por lo que el condensado formado en los refrigeradores finales del compresor debe ser removido antes de volver a la compresión y se recomienda su transporte por separado. Otro grave problema es que cuando una relación de compresión es demasiado grande en un compresor recíprocante puede resultar en una temperatura demasiado alta del gas de descarga y/o carga excesiva de los vástagos de pistón ocasionando daños severos en los equipos por ellos se no se debe exceder en los valores recomendados para esta relación.

El crudo ácido debe endulzarse para proteger al personal, mitigar la corrosión, reducir el impacto ambiental y cumplir con las especificaciones de venta, "endulzar" es un proceso para separar compuestos de azufre o sulfuro a partir de gas o aceite. El petróleo crudo puede ser endulzado por muchos de los mismos productos químicos utilizados para eliminar H_2S y CO_2 de gases naturales de ácido. La eliminación de H_2S se lleva a cabo mediante remoción con gas natural frío o caliente.

Todo método para remover agua, sal, arena, sedimentos y otras impurezas del petróleo crudo es llamado tratamiento de aceite. Los métodos de tratamiento de aceite tienen una meta en común; proporcionar un ambiente sustentable para que la gravedad logre la separación de la salmuera y el petróleo crudo. Los siguientes métodos de tratamiento son los más comunes:

- Manejando o proporcionar un abaja velocidad, reduce la turbulencia e incrementa el tiempo de residencia.
- Desgasificar o separar el gas del líquido al tiempo que sea liberado en el equipo de producción.
- Tratamiento químico, agregar cortadores de emulsión o demulsificantes.
- El lavado o continuo movimiento de la fase de agua.
- Calentar para reducir la viscosidad del aceite para acelerar la separación.
- Tratamiento eléctrico.
- Tratamiento mecánico.

Cada uno de los tratamientos mencionados cuenta con ventajas y desventajas que permiten determinar cuál de ellos es el mejor para eliminar el agua presente en el petróleo. Además es posible utilizar una combinación entre los tratamientos. Existen normas que especifican la cantidad de agua en el crudo y se recomienda que se sigan cuidadosamente ya que de no hacerlo se podrán implementar sanciones económicas al no cumplir con la calidad del producto.

Para el diseño de equipos es necesario considerar las propiedades del fluido, las especificaciones del vendedor y las condiciones de operación es necesario realizar un análisis detallado de estos aspectos ya que de ellos depende la optimización de los procesos y por ello las ganancias económicas.

Las sales minerales pueden estar presentes en el petróleo crudo en varias formas. Las incrustaciones de sal pueden provocar mala circulación, taponamiento y aumento en la temperatura de los equipos intercambiadores de calor, además la salmuera es altamente corrosiva y llega a envenenar los catalizadores que son bastante caros. El desalado es el proceso mediante el cual se disminuye el contenido de sal de los hidrocarburos.

Los equipos empleados para eliminar la sal son recipientes horizontal empleados para eliminar la sal del crudo de carga a la torre de destilación atmosférica llamados desaladores.

La desalación, que sigue a la deshidratación o la rotura de la emulsión inicial, consiste básicamente en:

- Adición de dilución (o menos de la solución salina) de agua a la del crudo.
- La mezcla de este agua de dilución con el crudo a diluir las gotas de S&W en el crudo,
- Deshidratación (emulsión a tratar) para separar el petróleo crudo y salmuera diluida (S&W) fases.

El diseño de los equipos de desalación requiere en gran medida de un balance de materia, además de considerar las propiedades de los fluidos, el tipo de tratamiento de deshidratación y las condiciones de presión y temperatura de operación. Para mejorar este proceso es posible emplear una serie de etapas de desalación de esta manera se obtiene un crudo con menor concentración de sal. Es necesario un control estricto de la concentración de sal en el crudo para prevenir la corrosión y taponamiento en los equipos y minimizar el daño al medio ambiente.

AGRADECIMIENTO

El siguiente trabajo lo dedico a mis padres por su apoyo incondicional en todos los aspectos. En especial dedico mi trabajo a la memoria de mi padre el Tte. Cor. Ing. Ind. Nicolás Guzmán Vega, quien fue mi maestro, mi amigo y mi consejero, le agradezco su apoyo, sus consejos a lo largo de mi vida y en la carrera, su infinita paciencia conmigo, siempre estarás a mi lado y siempre estaré agradecida por todo lo que me diste. A mi madre Medica Cirujana María Petra Saldaña por sus consejos, tu comprensión, tus conocimientos, cuidados y cariño, siempre a mi lado. Espero a través de mi esfuerzo y ética en un futuro como profesional y persona, retribuirles todo lo que me han dado, muchas gracias.

A todos aquellos de mis compañeros que después los llamé mis grandes amigos, quienes en muchos momentos pasamos por adversidades académicas y en otras ocasiones problemas personales, siempre apoyándonos a lo largo de toda la carrera; gracias a Isaac, Berenice, Gisela, Alberto, Nayeli, Lizet, Diana, Daniel Reyes, Edgar, Felipe, Metzery, Maylee, Marco Antonio, Rubi, Oscar, Adrián; y muchos más compañeros que actualmente los conozco como amigos que me apoyaron para llegar hasta el final, y una disculpa si faltase algún nombre pues la lista para mi es extensa, gracias a todos ustedes la experiencia en la universidad fue única, emocionante y llena de gratos recuerdos.

Por último pero no menos importantes a mis profesores de la carrera, por sus grandes esfuerzos e infinita paciencia, los conocimientos aportados, sus anécdotas y experiencias compartidas, todo lo anterior para ser no sólo un profesionista completo y ético, sino también una persona que algún día retribuirá sus conocimientos en beneficio de la sociedad y su país, así como a mi alma mater la Universidad Autónoma de México y la Facultad de Ingeniería. Siempre les estaré agradecida al Ing. José Ángel Gómez Cabrera, Ing. Mario Becerra Zepeda, Ing. Oswaldo David López Hernández, Ing. Alejandro Fernández Arellano y al Dr. Teodoro Ivan Guerrero Sarabia; mis sinodales, los cuales, sin su consejo y apoyo este trabajo no hubiera sido posible, a todos ellos mil gracias.

“Por mi raza hablará el espíritu”
Leticia Guzmán Saldaña

AGRADECIMIENTO

En primer lugar quiero agradecer a Dios por que nunca deja mirarme y mis padres Alejandro Rios y María Cedeño que son las mejores personas que conozco y mi mayor ejemplo a seguir, les agradezco su esfuerzo y sacrificio para ayudarme a llegar a donde estoy. Les doy también las gracias a mis hermanos, Rosa quien es mi inspiración de constancia, dedicación y perseverancia, Miguel por ser mi guía y mi mejor amigo, y en especial a Jeannette quien además de ser mi hermanita, es mi amiga, cómplice y confidente, por jamás dejarme solo. A mi sobrina Alejandra quien aun siendo apenas una niña es mí de ejemplo de fortaleza y lucha. A mi novia Dafne Angeles por su compromiso y por las ilusiones que hemos puesto nuestro futuro. Agradezco a mi compañera Leticia Guzmán por su paciencia y por participar conmigo en esta tarea. Gracias también a la UNAM por todo lo que aprendí en ella, al M.I. José Angel Gómez Cabrera por dirigirme en esta etapa y a todos sus profesores porque aparte del conocimiento me llevé parte de su esencia.

“Por mi raza hablará el espíritu”
Marco Antonio Rios Cedeño

Dedicatoria

- A mis padres y hermanos.
- A mi novia Dafne Angeles.
- A mi tía Genoveva y a la familia Medina Medina.
- A mi cuñado David Sánchez y a mi sobrina María José.
- A mi cuñada Karla Leyva y a mis sobrinos Héctor y Marco.
- A la memoria de mis abuelos Arnulfo Cedeño, Dolores Chávez, Rosa Vázquez y a la de mi amigo Erick Retana y a la del Sr. Nicolás Guzmán padre de mi compañera Leticia.
- Al Sr. Ricardo Angeles, a la Sra. Andrea López padres de mi novia y a Ricardo su hermano, así como a la familia López Lechuga.
- A mis amigos Jersay Casasola, David Dávila, Julio Acosta, Miguel Hernández, Israel Bonilla, Jorge Magia, Arturo Munguía y en especial a mi sobrino Luis Medina, mis hermanos de E.L.
- A mis compañeros de la Facultad de Ingeniería Oscar Mendoza, Christian Gómez, Eulises García, Hugo Sandoval, Rodolfo Rivera, Wenceslao Pérez y “Yuyin”.
- Al Ing. Héctor Ricardo Castrejón Pineda.
- A mis compañeros y coaches de Escorpiones Rojos de la Facultad de Ingeniería, en especial a Juan Benítez, “Parchís”, Javier Mundo y Omar Buendía.
- A mis compañeros de Águilas FB en especial a Roberto Rios, Fabián Sánchez, Samuel Sánchez y al coach Enoch Villafaña.
- Al entrenador Carlín Flores del CCH vallejo.

“Por mi raza hablará el espíritu”
Marco Antonio Rios Cedeño

OPERACIÓN Y PROCESO EN LOS SISTEMAS DE TRATAMIENTO DE CRUDO

INDICE GENERAL

1. EMULSIONES	1
1.1 INTRODUCCIÓN	1
1.2 PRODUCCIÓN DE HIDROCARBUROS Y NO HIDROCARBUROS EN LOS POZOS PETROLEROS	3
1.3 EMULSIONES.....	3
1.3.1 Formación de las emulsiones	4
1.3.2 Clasificación y tipos de emulsiones	5
1.3.3 Estabilidad de la emulsión	8
1.3.4 Velocidad de asentamiento.....	21
1.3.5 Emulsiones en la cabeza de pozo	24
1.3.6 Prácticas de producción que dan origen a la formación de emulsiones	27
1.3.7 Prevención de la emulsión.....	29
1.3.8 Métodos para tratamiento de las emulsiones	32
1.3.9 Parámetros para la selección de equipo.....	32
1.4 EJEMPLOS PRÁCTICOS.....	33
REFERENCIAS.....	35
2. CARACTERIZACIÓN DEL PETRÓLEO CRUDO	37
2.1 INTRODUCCIÓN	37
2.2 VARIEDAD DE HIDROCARBUROS PRODUCIDOS.....	37
2.3 COMPONENTES DEL PETRÓLEO CRUDO	41
2.4 MUESTREO Y ANÁLISIS DEL PETRÓLEO CRUDO	55
2.4.1 Muestreo.....	55
2.4.2 Análisis del petróleo crudo.....	57
2.5 ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO	60
REFERENCIAS.....	64
3. ESTABILIZACIÓN DEL PETRÓLEO CRUDO	67
3.1 INTRODUCCIÓN	67
3.2 TEORÍA DE LA ESTABILIZACIÓN DE CRUDO	72
3.2.1 Los cálculos de equilibrio de fase	72
3.2.2 Cálculos flash	74
3.2.3 Punto de rocío	76
3.2.4 Punto de burbuja	76
3.2.5 Equilibrio de fases líquido-vapor aplicado	77

3.3	SEPARACIÓN DE MULTIPLES-ETAPAS (MSS)	82
3.3.1	Máxima recuperación de líquido	83
3.3.2	Mínimos requerimientos de compresión	94
3.4	ESTABILIZADOR DEL PETRÓLEO CRUDO	100
3.5	DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADORES DE DOS FASES	102
3.5.1	Método analítico	102
3.5.2	Método gráfico	106
3.6	LOS CONDENSADOS	109
3.6.1	El Transporte	110
3.6.2	Inyección en el crudo	111
3.6.3	Inyección en la tubería de gas	111
3.6.4	Reciclado	111
3.7	PROCESOS MÁS COMPLEJOS	113
3.7.1	Estabilizador con alimentación en frío	113
3.7.2	Estabilizador de crudo con alimentación de reflujo	119
3.7.3	Algunas consideraciones para estos procesos	120
3.8	ENDULZAMIENTO	122
3.9	EJEMPLOS PRÁCTICOS	128
	REFERENCIAS	143
4.	DESHIDRATACIÓN DEL PETRÓLEO CRUDO	145
4.1	INTRODUCCIÓN	145
4.1.1	Terminología	147
4.2	MÉTODOS DE TRATAMIENTO	149
4.2.1	Tratamiento Químico	149
4.2.2	Tratamiento Gravitacional	156
4.2.3	Tratamiento Térmico	162
4.2.4	Tratamiento Electrostático	170
4.2.5	Tratamiento Mecánico	198
4.2.6	Tratamiento Centrífugo	201
4.2.7	Tratamiento Combinado	201
4.3	CONSIDERACIONES DE DISEÑO	201
4.3.1	Materiales de Construcción y Pruebas	201
4.3.2	Casos históricos.	202
4.3.3	Factor de oleadas en la producción	203
4.3.4	Especificaciones para el transporte de aceite en ductos	204
4.3.5	Datos requeridos	205
4.4	MÉTODOS DE DISEÑO	207
4.4.1	Dimensionamiento de deshidratadores de calor y electrostáticos ...	211
4.4.2	Dimensionamiento de FWKO	216
4.5	OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO	223

4.5.1	Operación	223
4.5.2	Mantenimiento preventivo.....	224
4.5.3	Reparación de averías.....	225
4.6	EJEMPLOS DE DISEÑO	227
	REFERENCIAS.....	240
5.	DESALADO DEL PETROLEO CRUDO.....	244
5.1	INTRODUCCIÓN	244
5.2	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	250
5.2.1	Equipo de desalación	250
5.2.2	Condiciones de operación	258
5.2.3	Diseño del desalador	261
5.3	CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO	268
5.3.1	Número de Etapas.....	268
5.3.2	Nivel de deshidratación	268
5.3.3	La eficiencia de mezclado.....	269
5.3.4	Medición del nivel de interfase.....	271
5.3.5	Cuestionario para el equipo	272
5.4	DIMENSIONES DEL EQUIPO DE DESALADO.....	274
5.5	DISEÑO ELÉCTRICO DEL EQUIPO	277
5.6	PROCEDIMIENTOS DE DISEÑO DEL EQUIPO	279
5.6.1	Una etapa de desalación	279
5.6.2	Para dos etapas de desalación con reciclaje.....	280
5.7	OPERACIÓN.....	283
5.7.1	Remoción de Contaminantes.....	283
5.7.2	Instalación.....	284
5.7.3	Solución de problemas del equipo.....	284
5.8	BENEFICIOS DE UN PROCESO DE DESALADO ÓPTIMO	285
5.9	EJEMPLOS PRÁCTICOS.....	286
	REFERENCIAS.....	290
6.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	293
7.	NOMENCLATURA Y SIMBOLOGIA.....	299
8.	ANEXO A	310

LISTA DE FIGURAS

Figura 1-1. Solubilidad del agua en hidrocarburos líquidos (GPSA, 1987; P 20-3, Fig 20-2).....	2
Figura 1-2. Microfotografía de película rígida alrededor de gota de agua en una emulsión agua en aceite (PETEX, 1990, p. 17).....	5
Figura 1-3. Emulsión aceite en agua en aceite y emulsión agua en aceite en agua (Smith y Arnold, 1987, p. 19-3).....	6
Figura 1-4. Clasificación de emulsiones.	7
Figura 1-5. Cambio en la densidad específica del petróleo crudo contra la temperatura (NATCO, 1991).	10
Figura 1-6. Factor de corrección de la densidad del petróleo crudo contra temperatura (Hankinson et al., 1979).	11
Figura 1-7. Efecto de la salinidad en la densidad de la salmuera (McCain 1990, p. 449).	12
Figura 1-8. $\Delta V_w T$ vs T (McCain, 1990, p.447).....	13
Figura 1-9. Densidad específica de la salmuera (Patton, 1977, p. 214).	14
Figura 1-10. Viscosidad contra Temperatura para varios petróleos crudos (Cortesía de ASTM D-341).	16
Figura 1-11. Viscosidad del aceite típica contra temperatura y densidad específica del aceite para estimar el efecto, unidades de campo. (Arnold y Steward, 2009, pag.53).	17
Figura 1-12. Viscosidad típica del aceite contra la temperatura y densidad específica del aceite para fines de estimación, unidades del SI. (Arnold y Steward, 2009).	18
Figura 1-13. Las viscosidades del petróleo libre de gas (muerto) (McCain, 1990, p. 330).	19
Figura 1-14. Viscosidad del agua a la presión atmosférica (McCain, 1990, p.457) (A partir de Chestnut, inédito, Desarrollo Shell Co.).	20
Figura 1-15. Coeficiente de Fricción vs número de Reynolds para esferas (C.E. Lapple (1950), Manual del Ingeniero Químico, JH Perry (Ed.), McGraw Hill, Nueva York, NY.	23
Figura 1-16. Emulsión inversa.	24
Figura 1-17. Emulsión normal.	24
Figura 1-18. Distribución de Tamaños de gota de agua en un petróleo crudo-térmicamente Editado, 12 °API (Lucas, 1969).....	26
Figura 1-19. Estimación de la fracción del agua en el petróleo crudo (NAT CO, 1981).	26
Figura 2-1. Tren de separación de gas y aceite.	40
Figura 2-2. Composición de un yacimiento (Penick, 1983).....	41
Figura 2-3. Factores de caracterización de hidrocarburos (Nelson, 1966).	47

Figura 2-4. Sistemas de muestreo de petróleo crudo (Parrott, 1991).....	57
Figura 3-1. Esquema de una torre estabilizadora (Ken Arnold, 2009).....	68
Figura 3-2. Recipientes separadores.....	71
Figura 3-3. Torres con recalentadores.....	71
Figura 3-4. Diagrama de fases para un sistema de hidrocarburos multi-componentes (Stewart y Arnold, 2009).	73
Figura 3-5. Esquema de un sistema de separación de tres etapas, (Stewart y Arnold, 2009).....	83
Figura 3-6. Esquema básico de separación de múltiples etapas.....	89
Figura 3-7. Dependencia de la recuperación de petróleo de acuerdo al número de etapas.....	90
Figura 3-8. Esquema de un proceso de estabilización con recalentado.....	91
Figura 3-9. Equipo absorbedor y sus partes.....	92
Figura 3-10. Esquema de un proceso de un estabilizador con recalentado.	93
Figura 3-11. MSS con re-compresión de gas.	96
Figura 3-12. Mínimo requerimientos de potencia para el total de re-compresión. 96	
Figura 3-13. Minimización requerimiento de la potencia en la re-compresión, Kryska et al (1976).	99
Figura 3-14. Separación múltiple a presión constante y el aumento de la temperatura.....	101
Figura 3-15. Altura aproximada de la sección de líquido.....	105
Figura 3-16. MSS con re-compresión del gas.	109
Figura 3-17. Torre contactora.....	110
Figura 3-18. MSS con re-compresión del gas y reciclaje de condensado.	112
Figura 3-19. Diagrama P-T del punto de rocío para control de la temperatura..	112
Figura 3-20. Esquema de un típico sistema de estabilización de alimentación en frío.	114
Figura 3-21. MSS con gas de venta para control del punto de rocío.....	115
Figura 3-22. Control de PVR del crudo por calentamiento.	116
Figura 3-23. Procesos Campo Brent (Sanderson, 1976).....	117
Figura 3-24. Proceso de estabilización selectiva (Minkkinen, 1981).	118
Figura 3-25. Esquema de una estabilización de crudo típico con alimentación de reflujo/intercambiador de calor inferior.	119
Figura 3-26. Tipos de bandejas.....	123
Figura 3-27. Comparación de los cinco sistemas de estabilización (Moins, 1980b).	125
Figura 3-28. Recuperación de crudo contra la especificación de H ₂ S (Moins, 1980b).....	126
Figura 3-29. Costo de la inversión y las utilidades (Moins, 1980b).....	127
Figura 3-30. Capacidad de líquido de un separador vertical	139
Figura 3-31. Capacidad de gas de un separador vertical	140

Figura 3-32. Capacidad de líquido de un separador horizontal	141
Figura 3-33. Capacidad de gas de un separador horizontal.....	142
Figura 4-1. Deshidratador (FWKO) (Smith y Arnold, 1987).....	157
Figura 4-2. Tanque de lavado (Hertz, 1987).....	159
Figura 4-3. Desgasificador/Desurger (Hertz, 1987).....	160
Figura 4-4. Instalación Desgasificadora (Hertz, 1987).....	161
Figura 4-5. Deshidratador térmico vertical (© Howell Training Co., 1979).....	164
Figura 4-6. Deshidratador térmico horizontal (API Spec 12L, 1987). Reimpresión cortesía del Instituto Americano del Petróleo.	165
Figura 4-7. Dispositivos Removedores de Arena (NATCO, 1991).....	166
Figura 4-8. Pérdida de Volumen y ° API Vs Temperatura.	168
Figura 4-9. Volumen de Encogimiento Vs Pérdida ° API.....	169
Figura 4-10. Polaridad de la molécula de agua.	171
Figura 4-11. Efectos del campo electrostático en gotas de agua (NATCO, 1991).	172
Figura 4-12. Deshidratador térmico electrostático (NATCO, 1991)	177
Figura 4-13. Electrodo de AC.	178
Figura 4-14. Señal senoidal de AC.....	179
Figura 4-15. Acción del voltaje de AC en las gotas de agua respecto al tiempo.	179
Figura 4-16. Electrodo con doble polaridad.	180
Figura 4-17. Picos de voltaje.	181
Figura 4-18. Emulsión bajo el efecto de un campo eléctrico de AC.	181
Figura 4-19. Efecto de la doble polaridad en las gotas de agua (NATCO, 1991).	182
Figura 4-20. Arreglo de electrodos compuestos (Sublette y Prestridge, 1988)... ..	183
Figura 4-21. Deformación de la gota de agua bajo el efecto del campo eléctrico.	189
Figura 4-22. Deformación teórica de la gota en función del campo eléctrico aplicado.....	190
Figura 4-23. Fuerzas que actúan en la gota de agua emulsionada bajo el campo eléctrico	194
Figura 4-24. Perdida de volumen vs Temperatura	196
Figura 4-25. Perdida de densidad en °API vs Temperatura	197
Figura 4-26. RTD de un Tanque de lavado (Zemel y Bowman, 1978).....	200
Figura 4-27. RTD de FWKO (Zemel y Browman, 1978).	200
Figura 4-28. Gasto y Temperatura estimados en el tratamiento de petróleo crudo	209
Figura 4-29. Gasto vs temperatura de tratamiento	215
Figura 4-30. Coeficiente β para un cilindro lleno a la mitad de líquido	219
Figura 4-31. Dimensiones de un recipiente horizontal.....	231
Figura 4-32. Dimensiones de un recipiente vertical.....	233

Figura 4-33. Separador de tres fases horizontal.....	237
Figura 5-1. Desalador convencional.....	246
Figura 5-2. Proceso de desalación química.....	246
Figura 5-3. Proceso de desalación eléctrica.....	247
Figura 5-4. Proceso de desalación combinada.....	247
Figura 5-5. Desalación en una sola etapa Bartley, 1982).....	251
Figura 5-6. Desalación en dos etapas sin reciclado.	252
Figura 5-7. Desalación con dos etapas con reciclado (Burris, 1978).....	253
Figura 5-8. Desalación en dos etapas con reciclado y reciclado interno (Burris, 1978).....	253
Figura 5-9. Desalador electrodinámico (Warren y Pestrige, 1988).	254
Figura 5-10. Componentes del electrodo (NATCO, 1986).....	254
Figura 5-11. Coalescencia de doble polaridad (Warren y Prestridge, 1988).	255
Figura 5-12. Modulación de mezcla y coalescencia (Warren, 1990).	256
Figura 5-13. Coalescencia por fuerzas electrostáticas.	257
Figura 5-14. Equipo de desalación, 2007.	260
Figura 5-15. Mezclador estático.	270
Figura 5-16. Válvula mezcladora.....	270
Figura 5-17. Tipos de medidores de nivel de líquidos en la industria.	272
Figura 5-18. Diagrama de flujo de una sola etapa de desalación (ver sección de Nomenclatura).....	280
Figura 5-19. Diagrama de flujo de la desalación de dos etapas con reciclaje (ver sección de Nomenclatura).....	281

LISTA DE TABLAS

Tabla 1-1. Parámetros que afectan la estabilidad de la emulsión.....	7
Tabla 1-2. Estabilidad de las emulsiones de crudo de Gran Isla Bloque 16	28
Tabla 2-1. Tipos de hidrocarburos producidos.....	39
Tabla 2-2. Componentes del petróleo crudo.....	43
Tabla 2-3. Principales tipos de hidrocarburos en el petróleo crudo aislados por al proyecto API 6.....	44
Tabla 2-4. Número de isómeros posibles en Alcanos.....	45
Tabla 2-5. Factores de caracterización de hidrocarburos	48
Tabla 2-6. Compuestos de azufre en el petróleo	49
Tabla 2-7. Compuestos de nitrógeno en el petróleo	50
Tabla 2-8. Compuestos de oxígeno en el petróleo	52
Tabla 2-9. Estructura típica de las Pofirinas.....	53
Tabla 2-10. Métodos para el análisis de petróleo crudo	58
Tabla 2-11. Especificaciones usuales para el transporte de petróleo	61
Tabla 2-12. Pruebas para componentes potenciales o propiedades de las corrientes de petróleo crudo.....	62
Tabla 3-1. Efecto de la presión de separación de una corriente rica en condensado (Unidades de Campo)	87
Tabla 3-2. Efecto de la presión de separación de una corriente rica en condensado (Unidades SI)	88
Tabla 3-3. Lineamientos para las etapas de separación.....	88
Tabla 3-4. Efecto del Número de etapas sobre parámetros de la separación	90
Tabla 3-5. Resultados de la simulación para estabilización por recalentamiento .	93
Tabla 3-6. Numero de etapas de separación.....	94
Tabla 3-7. Comparación de Mínimo requerimientos de compresión y Máximo de recuperación de aceite	97
Tabla 3-8. Comparación de Compresor HP para mínimos requerimientos de compresión y máxima recuperación de liquido.....	98
Tabla 3-9. Comparativa del compresor para mínimo requerimiento de potencia HP y Estabilizador con recalentado.....	100
Tabla 3-10. Diámetro vs longitud para capacidad de líquido en un separador vertical.....	137
Tabla 3-11. Diámetro vs longitud para capacidad de líquido en un separador horizontal.....	138
Tabla 4-1. Historia de los demulsificantes.....	151
Tabla 4-2. Procedimiento para el diseño de la prueba de la botella	154
Tabla 4-3. Valores de UOP K para la clasificación de aceites según el químico preponderante	187
Tabla 4-4. Información requerida para el tratamiento y el desalado	206

Tabla 4-5. Tiempos típico de retención de líquidos.....	208
Tabla 4-6. Temperaturas de tratamiento °F	209
Tabla 4-7. Capacidad de los deshidratadores térmicos verticales	210
Tabla 4-8. Calentador Horizontal – Capacidad del tratador	210
Tabla 4-9. Diámetro vs longitud efectiva para la capacidad de gas de un separador horizontal de tres fases	235
Tabla 4-10. Diámetro vs longitud efectiva para la restricción del tiempo de retención de líquido de un separador horizontal de tres fases	236
Tabla 4-11. Diámetro vs longitud efectiva para la restricción del tiempo de retención de líquido de un separador vertical de tres fases	239
Tabla 5-1. Contenido de sal vs. Volumen de los S&W y la salinidad	249
Tabla 5-2. Condiciones de operación típicas del desalador.....	258
Tabla 5-3. Comparación temperaturas de operación en los desaladores.....	267
Tabla 5-4. Comparación de los valores obtenidos de balance de materia para diseño de desalador.	267
Tabla 5-5. Cuestionario para Equipos: Deshidratación/Desalinización.....	273
Tabla 5-6. Parámetros para diseño eléctrico del desalador.....	277

OBJETIVO

Desarrollar una herramienta básica para el curso de conducción y manejo de la producción en la superficie, que sienta las bases del marco teórico en el que ocurren los procesos físicos y químicos que intervienen en el tratamiento de petróleo crudo, así como de la operación y diseño de los sistemas de tratamiento de campo empleados en la práctica desde 1950 hasta la actualidad.

INTRODUCCIÓN

El presente estudio establece las bases y principios del tratamiento de campo de petróleo crudo, mediante un análisis detallado de los procesos físicos y químicos involucrados en los diferentes tipos de tratamiento. Además recopila las distintas metodologías propuestas por diversos autores para el diseño y operación de los diferentes equipos utilizados en la deshidratación y desalado de petróleo crudo.

Se puede decir que la producción de uno o varios pozos, en general es una emulsión, por ello a lo largo del primer capítulo se define este concepto, además de sus características, tipos, clasificación y posibles fuentes de generación. La presencia de estas emulsiones es un problema que aqueja la producción mundial de hidrocarburos, por eso desde hace mucho tiempo ha sido necesario estudiarlas a fondo para desarrollar diversas técnicas para poder enfrentarlas, es decir, comprender los fenómenos que implican su presencia en un sin número de prácticas de producción. Todos los desarrollos para el tratamiento de emulsiones en campo se centran en alterar de cierto modo una o varias propiedades de los fluidos que las forman y es muy común combinar dos o más de estas técnicas para lograr mejores resultados.

Para poder comprender la naturaleza de una emulsión en la superficie, se deben estudiar también las condiciones del yacimiento, pues aunque no se puede estar seguro si existen emulsiones dentro del mismo, la producción de los pozos contiene también un sin número de impurezas que agravan los problemas de emulsión, pues varias de ellas funcionan como agentes emulsionantes o bien causan daño en el equipo y en el medio ambiente. Por lo anterior, el capítulo número dos trata sobre la caracterización del petróleo crudo, es decir, se describe la mezcla de hidrocarburos que conforman cada tipo de aceite y los componentes no hidrocarburos presentes en los yacimientos, así como las metodologías para llevar a cabo un buen muestreo de éstos y las normas que gobiernan la calidad del petróleo crudo.

Una vez que se ha determinado la naturaleza de los componentes que integran la corriente proveniente de los pozos, comienza el proceso para obtener un aceite lo más limpio posible. El primer proceso al que es sometido el aceite es la estabilización que se describe a detalle en el capítulo tres. La separación de gas y aceite se lleva a cabo en las baterías de separación, para éste efecto se estudian los fenómenos y parámetros que intervienen en la separación de dos fases. Además de la obtención de gas y líquido en esta etapa se eliminan del aceite la mayoría de las impurezas en estado gaseoso, mediante la remoción del gas natural que en su mayoría es metano. Como se mencionó en el párrafo

anterior, el aceite es una mezcla sumamente compleja de compuestos de carbono e hidrogeno con propiedades físicas y químicas diferentes, es por eso que durante las separación los componentes ligeros de la mezcla tienden a separarse de la fase liquida lo que conlleva a pérdidas significativas en la calidad del aceite y por lo tanto en su valor comercial. Para minimizar éste problema se recurre a realizar un diseño detallado del proceso de separación gobernado por las condiciones de presión y temperatura ideales para que las pérdidas de calidad sean mínimas.

Cuando los componentes ligeros que se encuentran en fase gaseosa son sometidos a cambios drásticos de presión y temperatura tienden a formar condensados que por su naturaleza son líquidos con un alto valor comercial, sin embargo su presencia en ductos y equipos puede causar serios problemas, por estas razones en el capítulo tres también se habla del manejo en el campo de los mismos.

La separación de tres etapas involucra obtención de gas, aceite y el agua libre, ésta se abordará en el capítulo 4 como parte del tratamiento gravitacional para la deshidratación de aceite.

El agua emulsificada que contiene el aceite requiere de tratamientos específicos para ser eliminada, por ello en el capítulo cuatro se describen los métodos de deshidratación utilizados en el campo. Estos tratamientos para la deshidratación del aceite básicamente consisten en mecanismo que alteran una o varias de las propiedades físicas de la emulsión para poder romperla. Para que los tratamientos tengan un efecto positivo se necesitan procesos y equipos bien diseñados, que cumplan con los requerimientos propios de la emulsión a tratar, por tal razón este trabajo recopila diversos métodos de dimensionamiento y diseño de los sistemas de deshidratación, así como las principales normas que determinan su operación y mantenimiento.

Además de la deshidratación el aceite debe pasar por un proceso de desalado para cumplir las especificaciones de calidad. En el capítulo número cinco se analizarán los procesos de desalación del crudo, los equipos utilizados, las consideraciones para su diseño y las condiciones óptimas de operación.

Finalmente se presentan las conclusiones y recomendaciones de los autores para cada uno de los procedimientos descritos a lo largo de este trabajo. También se proporciona la nomenclatura y simbología utilizadas en los diagramas y ecuaciones que involucran dichos procedimientos.

CAPÍTULO I

1. EMULSIONES

1.1 INTRODUCCIÓN

Cuando decimos que dos líquidos son inmiscibles nos referimos como un ejemplo clásico a la insolubilidad entre el agua y el aceite, este fenómeno se observa en los fluidos provenientes de los pozos durante la producción, conducción y el transporte de los mismos. En la **Figura 1-1** (GPSA, 1987) se muestra la baja solubilidad del agua en hidrocarburos líquidos, obsérvese que la presencia de dobles enlaces carbono-carbono (por ejemplo, alquenos, di-alquenos y compuestos aromáticos) aumenta dicha solubilidad, a su vez, es mucho menor en hidrocarburos saturados (por ejemplo, parafinas o alcanos), y disminuye a medida que aumenta el peso molecular de estos. Yaws et al. (1990) compiló la solubilidad de 232 hidrocarburos en agua, en donde sus solubilidades son bajas, pero varían drásticamente, es decir, de 0.0022 ppm en peso para tetra-decano a 1,760 ppm en peso para benceno, en el agua. Para fines prácticos, el aceite y el agua son esencialmente inmiscibles; por lo tanto; estos dos líquidos coexisten ya sea como dos capas separadas, distintas o, si se agitan, en forma de emulsiones o dispersiones de una fase a otra. Las emulsiones en general y las emulsiones de boca de pozo en particular, se describen en este capítulo. Los requisitos para la formación de la emulsión (es decir, dos líquidos inmiscibles, agitación, y emulsionantes) y los factores que afectan la estabilidad de la emulsión se enfatizan. También se presentan la velocidad de ascenso o asentamiento de las gotas, las densidades y viscosidades de la salmuera, el petróleo crudo, y las emulsiones agua en aceite (w/o). Por último, se revisan las causas de emulsiones en campos petroleros.

1.2 PRODUCCIÓN DE HIDROCARBUROS Y NO HIDROCARBUROS EN LOS POZOS PETROLEROS

Una vez extraído el aceite del subsuelo pasa a través de varios equipos siguiendo un proceso que tiene como fin separarlo de los demás componentes de la corriente de producción y estabilizarlo para entregarlo a refinación o venta, el tratamiento del petróleo comprende (Manning, 1995):

- ✓ **Estabilización del aceite:** remover gas en múltiples etapas de separación.
- ✓ **Deshidratación del aceite:** quitar el agua libre y agua en emulsión.
- ✓ **Desalado:** abatir el contenido de sal en el aceite adquirido por el contacto con la formación y el agua salada producida.
- ✓ **Endulzamiento:** En caso de que el aceite presente una cantidad importante de H_2S , éste deberá ser eliminado del aceite.

El agua producida está directamente involucrada en dos de las etapas de tratamiento del aceite; la deshidratación y el desalado, que se describen a continuación de forma general.

La corriente de producción de varios pozos se mezcla en el sistema de recolección de producción para conducirse a una zona de acondicionamiento del aceite y el gas. En esta zona es donde generalmente se separa el agua de los hidrocarburos.

En la actualidad es frecuente tener un alto corte de agua en la corriente de producción, por lo que toma especial importancia al alcanzar la máxima eficiencia para la deshidratación y desalado principalmente del aceite.

1.3 EMULSIONES

Una emulsión es una suspensión cuasi-estable de finas gotas de un líquido disperso en otro líquido. El líquido presente como pequeñas gotas es la fase dispersa o interna (agua), mientras que el líquido circundante es la fase continua o externa (aceite) (Schramm, 1992).

1.3.1 Formación de las emulsiones

Hay tres requisitos para la formación de una emulsión:

- Dos líquidos inmiscibles
- La agitación suficiente para dispersar un líquido en pequeñas gotas
- Un agente emulsionante para estabilizar las gotas dispersas (por ejemplo, asfaltenos, parafinas).

Las emulsiones son causadas por la turbulencia o agitación en la mezcla de aceite y agua debido a que las fuerzas de choque rompen el líquido disperso en la parte superior en muchas pequeñas gotas. La tensión interfacial o superficial tiende a coalescer las gotas dispersas. Muchas de las gotas dispersadas en una fase continua tienen una gran área interfacial colectiva, sin embargo, como las partículas se unen, se reduce el área interfacial total (Manning, 1995).

✓ **Tensión Interfacial**

Existe un desequilibrio de fuerzas moleculares en la frontera entre dos fases. Esto es causado por la atracción física entre las moléculas. Este desequilibrio de fuerzas se conoce como la tensión interfacial (McCain, 1990).

✓ **Tensoactivo.**

Una tercera sustancia o agente emulsionante debe estar presente para estabilizar la emulsión. Un tipo muy común de emulsionante es un agente activo de superficie o surfactante. Las moléculas surfactantes son anfipático (es decir, una parte de la molécula es hidrófilo o soluble en agua y la otra parte es lipófila o soluble en aceite). Los surfactantes estabilizan las emulsiones mediante la migración a la interfase aceite y agua y la formación de una película interfacial alrededor de las gotas. A menudo las moléculas de tensioactivo se alinean en la interfase con el extremo polar, hidrófilo en la fase acuosa y el extremo no polar, hidrófobo en la fase de aceite. Esta película estabiliza la emulsión por (Manning, 1995):

1. La reducción de las fuerzas de tensión superficial, disminuyendo así la energía necesaria para cortar la fase dispersa en pequeñas gotas. Esto también reduce la energía de superficie disponible para coalescer las gotas. Esta disminución en la tensión superficial puede ser drástica. La adición de menos del 1% de un agente tensioactivo puede reducir la tensión superficial de las gotas de aceite en el agua de 35 a 0.35 $\mu\text{N/m}$ (Schramm, 1992, p.18).

2. Forman una barrera viscosa que inhibe la coalescencia de la gota. Este tipo de película ha sido comparada a una "envoltura de plástico" (PETEX, 1990), y se muestra en la **Figura 1-2**.
3. La alineación, si es polar, de las moléculas de tensioactivo en la superficie de la gota, produciendo de este modo una carga eléctrica. A su vez, esto hace que la carga eléctrica de las gotas se repele entre sí.

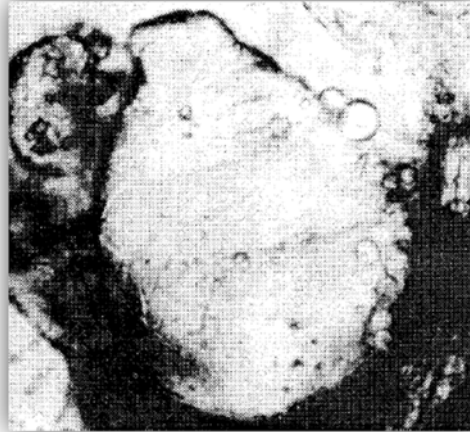


Figura 1-2. Microfotografía de película rígida alrededor de gota de agua en una emulsión agua en aceite (PETEX, 1990, p. 17).

1.3.2 Clasificación y tipos de emulsiones

De acuerdo a su tamaño (micro o macro emulsión)

En los sistemas coloidales generalmente tienen al menos una dimensión entre 0.001-1 mm (Schramm, 1992, p. 5), sin embargo, las emulsiones se clasifican a veces acorde al tamaño de las gotas del tipo dispersado habitual o macro-emulsión, donde las gotas varían desde 0.2 hasta 50 mm y micro-emulsión o micelas con 0.01-0.2 mm de tamaño de las gotas. De lo anterior, podemos decir que en los campos petroleros encontraremos usualmente macro-emulsiones (Manning, 1995).

✓ Según su facilidad a romperse (suaves o duras)

Las emulsiones normalmente producidas pueden ser clasificadas como duras y suaves. Por definición una emulsión dura es muy estable y difícil de romper, principalmente porque las gotas dispersas son muy pequeñas. Por otro lado, una emulsión suave o dispersión es inestable y fácil de romper. En otras palabras, cuando un gran número de gotas de agua de gran diámetro están presentes, estas a menudo se separan fácilmente por la fuerza gravitacional. Por lo que el agua que se separa en menos de cinco minutos es llamada agua libre (Manning, 1995).

✓ **Según su naturaleza (normales e inversas).**

Emulsión tipo agua en crudo: Las emulsiones w/o se refieren a agua dispersa en el aceite. En los campos petroleros las emulsiones agua-en aceite (w/o) son llamadas emulsiones normales (Schramm, 1992).

Emulsión tipo aceite en agua: Las emulsiones o/w se refieren a aceite disperso en el agua. Las emulsiones aceite en el agua (o/w) son llamadas emulsiones inversas (Schramm, 1992).

La clasificación anterior es simple y no siempre es adecuada. Las emulsiones múltiples o complejas (o/w/o) ó (w/o/w) también se pueden producir (**Figura 1-3**) (Manning, 1995).

Emulsión tipo aceite en agua en aceite (O/W/O): Donde (o/w/o) se refiere a una emulsión que consta de gotas de aceite dispersadas en solución de agua y que estas gotas, a su vez, se dispersan en fase continua del aceite (Schramm, 1992).

Emulsión tipo agua en aceite en agua (W/O/W): Por el contrario, emulsión (w/o/w) tiene gotas de agua dispersas en grandes gotas de aceite que están, a su vez, dispersas en la fase continua de agua (Schramm, 1992).



Figura 1-3. Emulsión aceite en agua en aceite y emulsión agua en aceite en agua (Smith y Arnold, 1987, p. 19-3).

✓ **De acuerdo a su estabilidad (estables e inestables)**

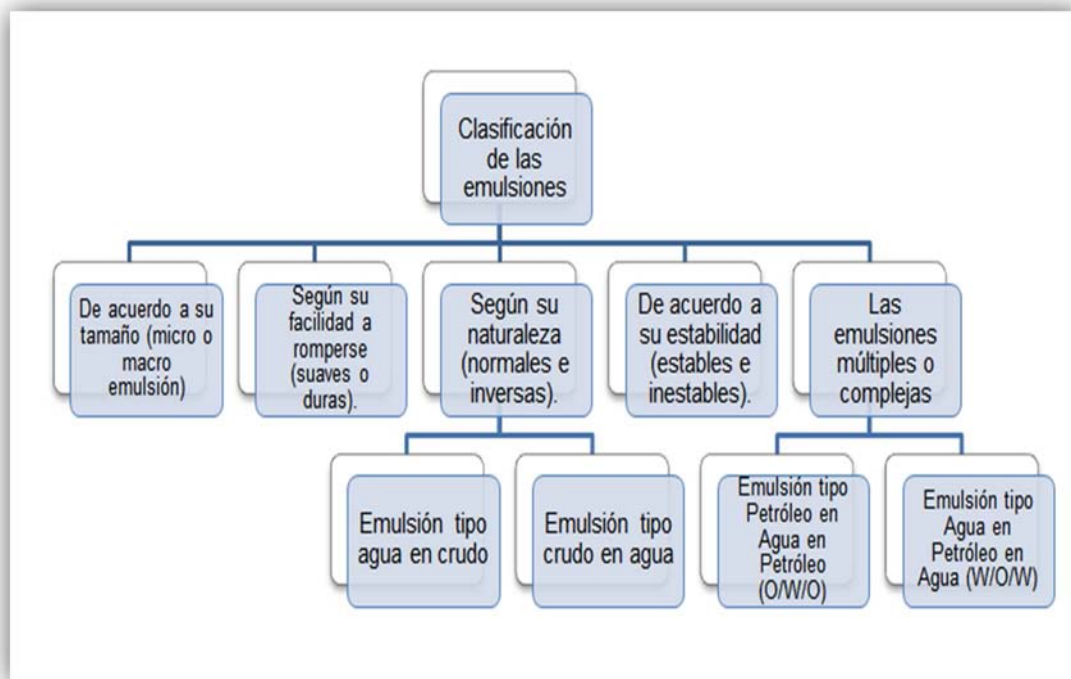
Una emulsión estable tiene muchas partículas finas dispersas. Las inestables tienen gotas más grandes y pueden separarse por diferencia de densidades (Jiménez, 1992). En la **Tabla 1-1** se muestran los parámetros que afectan la estabilidad de la emulsión, tanto específicos de la interfase agua y aceite, así como de las condiciones propias de una emulsión tipo w/o.

Tabla 1-1. Parámetros que afectan la estabilidad de la emulsión

a) Específicos de la interfase w/o:	b) Específicos de las condiciones de la emulsión:
<ul style="list-style-type: none"> • Moléculas que actúan como emulsionantes naturales. • Sólidos que actúan como emulsionantes naturales. • Resistencia (mecánica) de la película interfacial. • Tensión interfacial entre los líquidos. • Viscosidad de la película interfacial. • Envejecimiento o edad de la emulsión (aumenta la rigidez de la película interfacial). 	<ul style="list-style-type: none"> • Temperatura (menos estable a mayor temperatura). • Tamaño de la fase dispersa (gota de agua, menos estable a mayor tamaño). • Viscosidad de la fase continua (a menor viscosidad, menor estabilidad). • Diferencia de densidad entre agua y petróleo.

Fuente: SVETGOFF.

En la **Figura 1-4** se muestra un esquema práctico para realizar la clasificación de una emulsión en función de las características antes mencionadas.

**Figura 1-4.** Clasificación de emulsiones.

1.3.3 Estabilidad de la emulsión

Las emulsiones poseen energía interfacial, por esto, son termodinámicamente inestables. Las emulsiones pueden ser rotas por tres mecanismos que son: sedimentación, agregación y coalescencia. La sedimentación se refiere a la caída de las gotas de agua en el petróleo crudo, el agrupamiento de dos o más gotas es llamado agregación, por último la coalescencia que ocurre cuando las gotas originales pierden sus identidades y se funden en gotas más grandes reduciendo el área de interfase total. El rompimiento de la emulsión depende de los siguientes parámetros: película interfacial, viscosidad de la fase continua, tamaño de la gota, relación de volumen de fases, temperatura, pH, edad, salinidad de la salmuera y tipo de aceite (Manning, 1995); a continuación se discute cada una.

Película interfacial. Las gotas dispersas están en constante movimiento, por lo tanto frecuentemente colisionan. Una película interfacial suficientemente fuerte para evitar la coalescencia es absolutamente necesaria para mantener la estabilidad de la emulsión. Es el caso de una mezcla de surfactantes que forma un empaque cerrado, produciendo una película mecánicamente fuerte (Manning, 1995).

Diferencia de densidades. 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 (Manning, 1995).

Viscosidad de la fase continúa. 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. Las emulsiones son, en general, fluidos no newtonianos (Manning, 1995).

La viscosidad de la fase continua de aceite es extremadamente importante en el tamaño de un separador. De la ley de Stokes, que se utiliza para determinar la velocidad de sedimentación de una gota de agua a través de la fase oleosa continua, incluye la viscosidad del aceite. Como la viscosidad del aceite aumenta, la velocidad de sedimentación de una gota dada disminuye. Esto requiere que se aumente el tamaño del separador.

Tamaño de la gota. Las gotas muy pequeñas producen emulsiones más estables porque las gotas más grandes tienden a atraer a gotas más pequeñas. Una gran distribución de tamaños de partículas produce una emulsión menos estable que una distribución uniforme del tamaño de la gota (Manning, 1995).

Relación de volumen de fase. Al Incrementar el volumen de la fase dispersa se incrementan el número de gotas y/o tamaño de gota, el área interfacial y la tensión superficial. La distancia de separación también se reduce y esto incrementa la colisión de las gotas. Todos estos factores reducen la estabilidad de la emulsión (Manning, 1995).

Temperatura. Usualmente, la temperatura tiene un efecto muy fuerte en la estabilidad de la emulsión. Incrementando la temperatura se incrementa la difusión de las gotas, decrece la viscosidad de la fase externa, disminuye la película interfacial y se modifica la tensión superficial. Todos estos cambios reducen la estabilidad de la emulsión (Manning, 1995).

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 estabilidad de la película que estabiliza la emulsión e incrementar la tensión superficial (Manning, 1995).

Edad. La edad incrementa la estabilidad de la emulsión porque el tiempo permite que los surfactantes migren a la interfase de la gota. Esta película o piel alrededor de la gota llega a ser más gruesa, más fuerte y más dura. La cantidad de agentes emulsionantes se incrementa por oxidación, fotólisis, evaporación o por la acción de bacterias (Manning, 1995).

Salinidad de la salmuera. La concentración de la salmuera es un factor importante en la formación de emulsiones estables. La presencia de agua fresca o salmuera con baja concentración de sal favorecen la estabilidad de las emulsiones. Por el contrario, las altas concentraciones de sal provocan pérdida en la estabilidad de las emulsiones (Manning, 1995).

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. En otras palabras, el tipo de crudo determina la cantidad y tipos de emulsificadores naturales (Manning, 1995).

Hablando químicamente podemos decir que en las fracciones pesadas del aceite, la precipitación de asfaltenos polares y fracciones de resinas sirve para aumentar notablemente la estabilidad de las emulsiones presentes en el petróleo crudo. Puesto que el asfalteno es soluble en un disolvente aromático, su presencia tiende a ser más notable en los crudos medianos y altamente aromáticos. Una vez que el crudo es mojado, las partículas sólidas incluyendo los asfaltenos y las parafinas se acumulan en la interfase de la gota de agua.

1.3.3.1 Densidad

✓ Densidad de petróleo crudo.

Por definición la densidad específica de crudo (γ_o) a 60°F se relaciona con la densidad de aceite en °API con la **ecuación 1-1**:

$$\gamma_o = \frac{141.5}{131.5 + ^\circ\text{API}} \quad (1-1)$$

En La **Figura 1-5** se muestra la variación de la densidad específica de crudo con respecto a la temperatura (Bansbach y Bessler, 1975). Alternativamente, la **Figura 1-6** se puede utilizar para estimar el cambio en la densidad corregida del petróleo crudo a cualquier temperatura. La **Figura 1-5** también muestra la densidad del agua pura y con contenido de cloruro de sodio. Téngase en cuenta que por encima de 200°F, la diferencia de densidad entre el agua y el crudo disminuye, lo que limita la temperatura a la que los crudos muy pesados deben tratarse en el calentador.

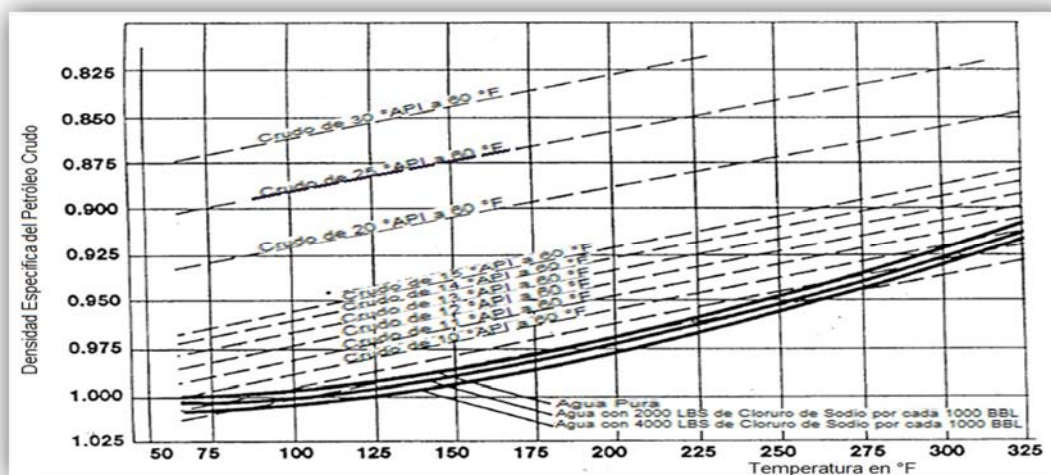


Figura 1-5. Cambio en la densidad específica del petróleo crudo contra la temperatura (NATCO, 1991).

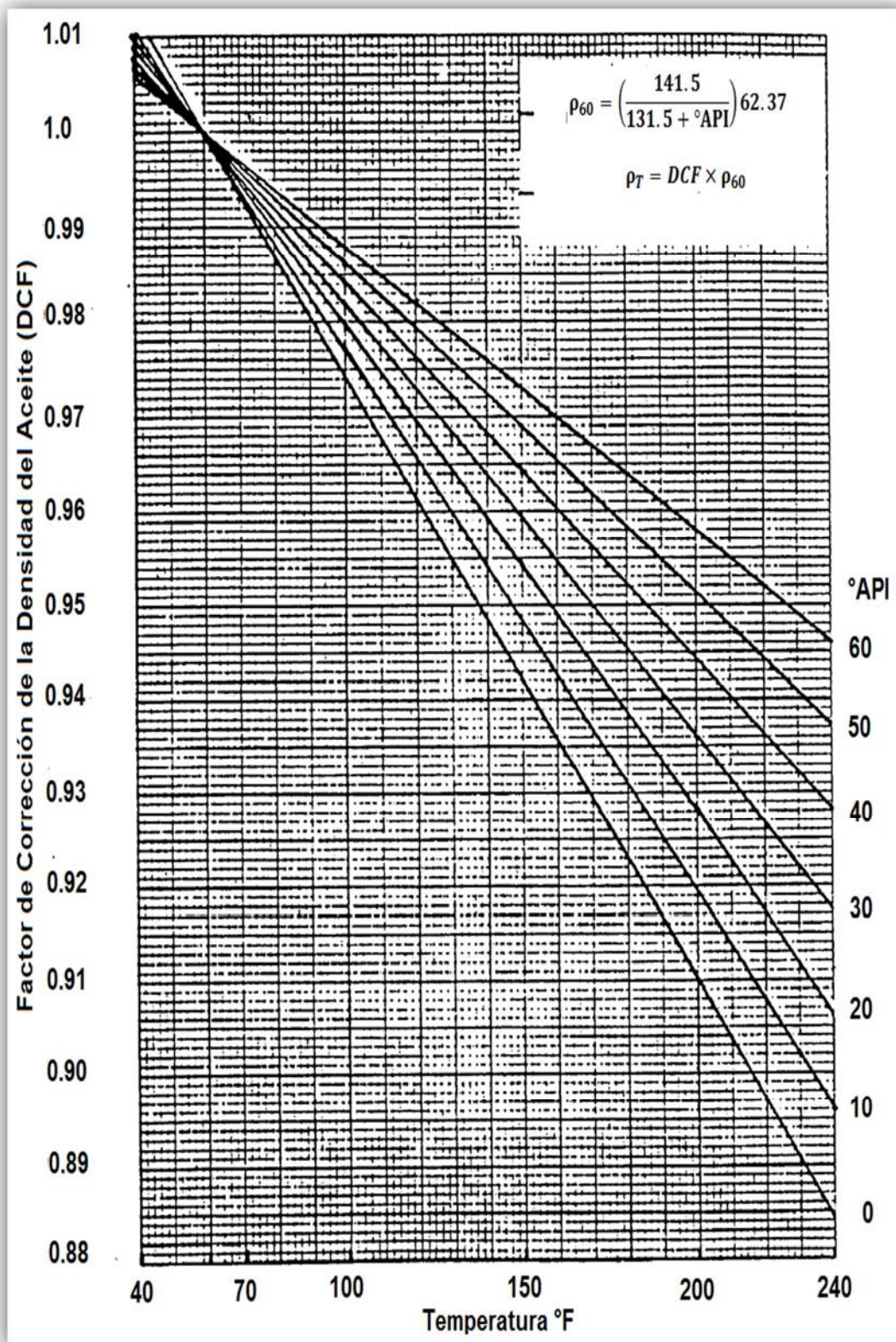


Figura 1-6. Factor de corrección de la densidad del petróleo crudo contra temperatura (Hankinson et al., 1979).

✓ Densidad del agua (salmuera)

McCain expresa la densidad de la salmuera (γ_w) a 60°F y a 1 atm como una función del total de sólidos disueltos (**Figura 1-7**) (McCain, 1990). Los cambios en la densidad de la salmuera con la temperatura pueden ser estimados por la **ecuación 1-2**:

$$\gamma_w = \frac{\gamma_{w60^\circ F}}{1 + \Delta V_{wT}} \quad (1-2)$$

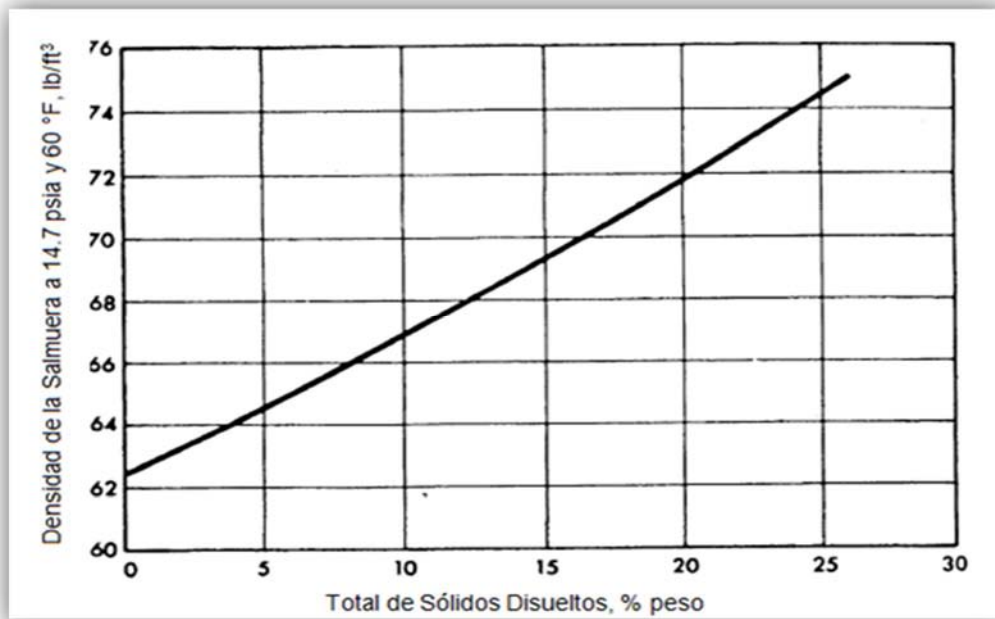


Figura 1-7. Efecto de la salinidad en la densidad de la salmuera (McCain 1990, p. 449).

Donde, ΔV_{wT} es el factor de cambio en el volumen debido a la reducción en la temperatura y los valores se leen de la **Figura 1-8**. El efecto de la presión es menor; por ejemplo incrementando la presión en 2,000 psi, se aumenta la densidad de aproximadamente en 0.2% (McCain, 1990, p. 448).

✓ Densidad de la emulsión

Aparte de sus otros efectos indeseables, la salmuera producida y su sedimento asociado (denominado colectivamente como S&W) reducen la densidad en °API del petróleo crudo y su valor económico.

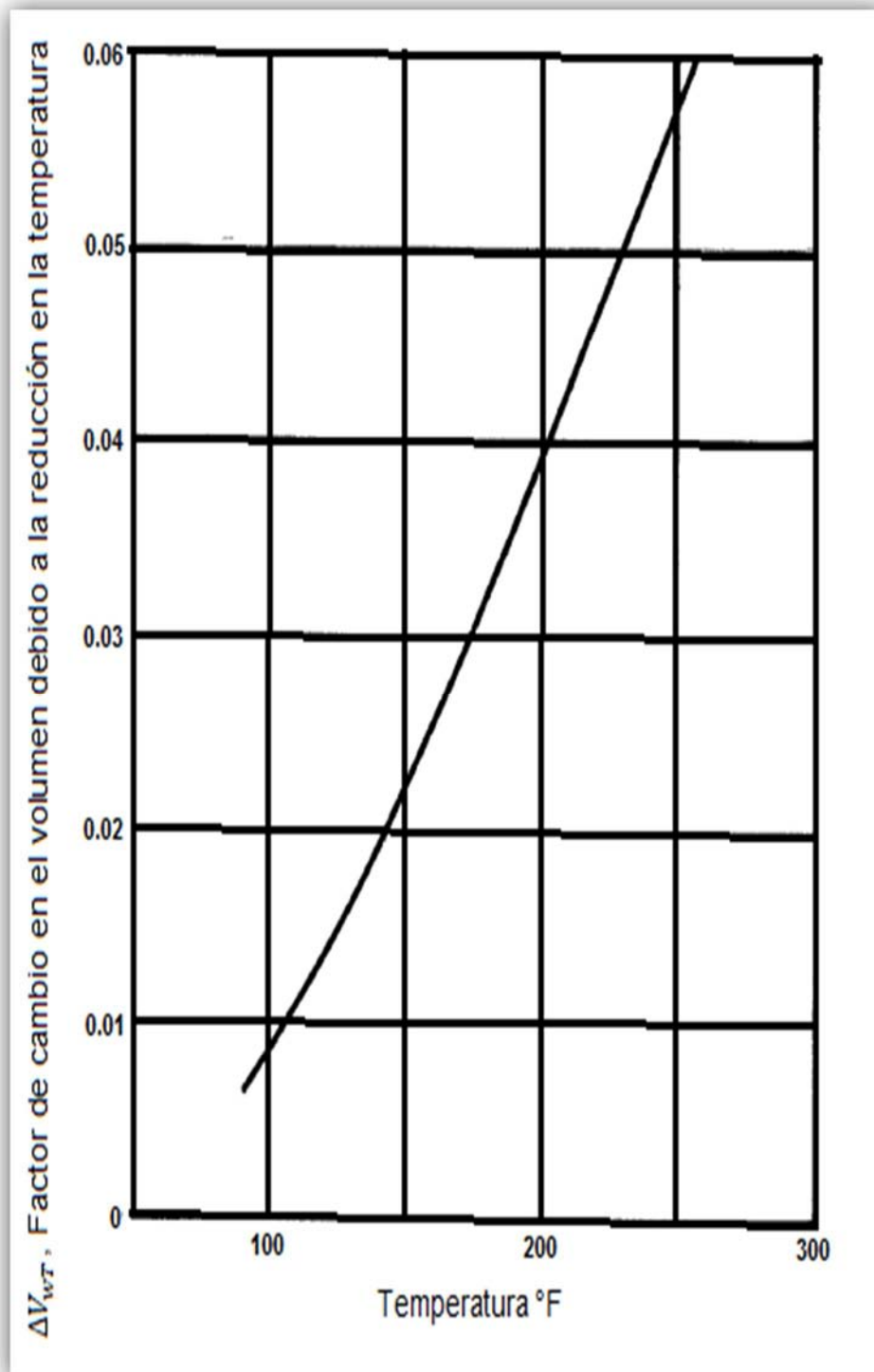


Figura 1-8. ΔV_{wT} vs T (McCain, 1990, p.447).

Patton (1977) proporciona otra forma de calcular la densidad específica de la salmuera a través de la cantidad total de sólidos disueltos en ella como se muestra en la **Figura 1-9**.

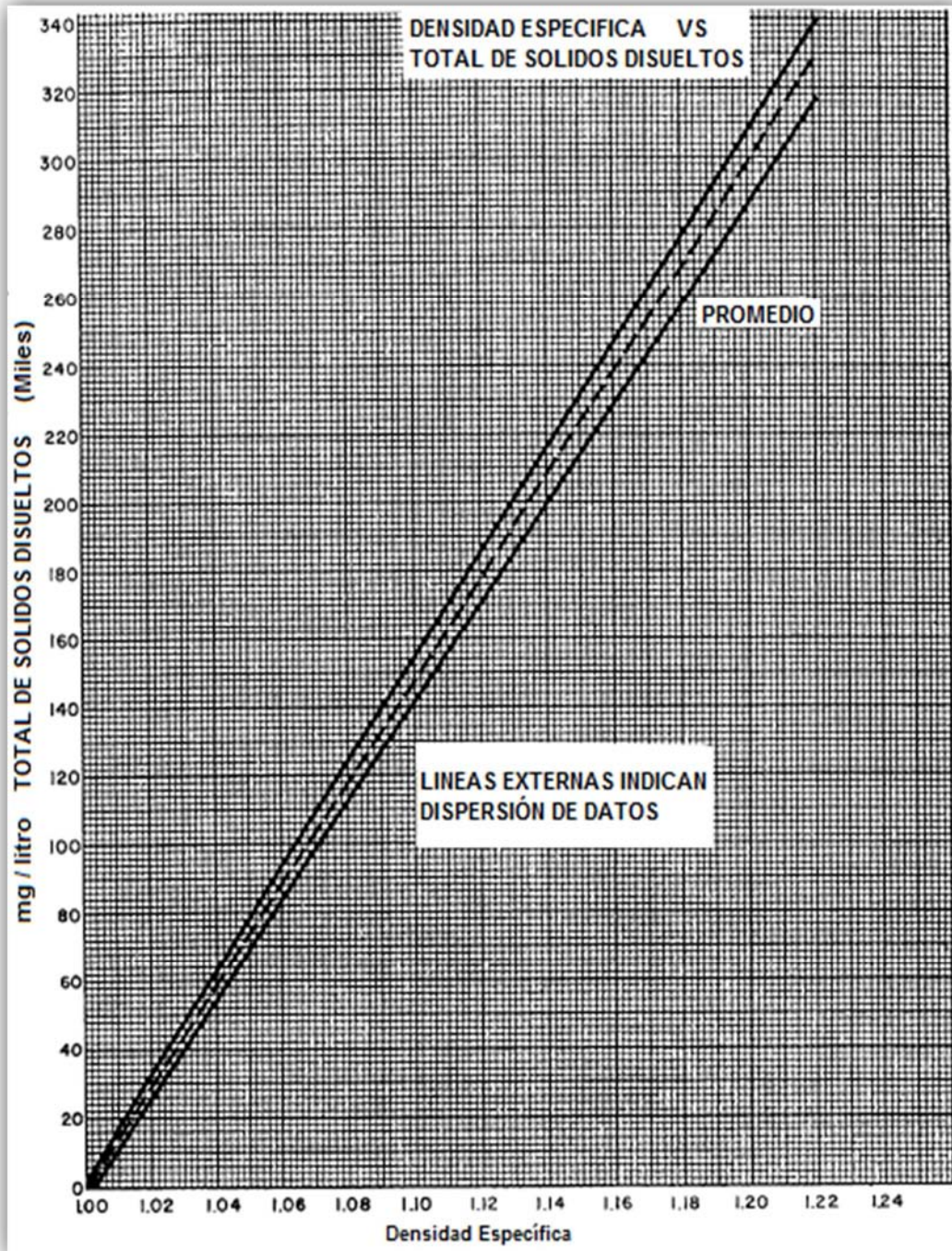


Figura 1-9. Densidad específica de la salmuera (Patton, 1977, p. 214).

1.3.3.2 Viscosidad

✓ Viscosidad del petróleo crudo

La viscosidad del aceite también afecta a la coalescencia de las gotas de agua. Como la viscosidad del aceite aumenta, hay más resistencia al movimiento aleatorio de las gotas de agua. Por ello, las gotas no se mueven tan rápido o tan lejos. Esto disminuye la energía y la frecuencia de las colisiones de las gotas. Por lo tanto, es más difícil hacer crecer grandes gotas de agua en el recipiente. Al aumentar la viscosidad del aceite, también es más difícil romper las gotas de aceite que se unen en la tubería que conduce al recipiente y en la sección de lavado en agua del recipiente. El resultado final es que el aumento de la viscosidad del aceite aumenta el tamaño mínimo de la gota de agua que debe ser eliminado (Stewart y Ken, 2009).

La viscosidad del aceite se relaciona directamente con la temperatura del mismo. Alternativamente, los datos de otros pozos en el mismo campo por lo general se pueden usar sin error significativo. Esta viscosidad contra los datos de la temperatura se puede trazar en una gráfica especial de la ASTM. Las curvas obtenidas son generalmente líneas rectas, a menos que el aceite tenga un punto de turbidez alto.

Las pruebas de laboratorio de un aceite en particular a diversas temperaturas es el método más fiable para determinar cómo se comporta la viscosidad. La ASTM D-341 describe un procedimiento en donde la viscosidad se mide a dos temperaturas diferentes y, a continuación, ya sea a través de un cálculo o en una gráfica especial, en donde la viscosidad se puede obtener a cualquier otra temperatura (Stewart y Ken, 2009).

Como regla general, con el crudo de densidad de 30°API y superior, la viscosidad es tan baja que normalmente puede ser difícil de encontrar una viscosidad específica del crudo. Entre 30 y 11°API, la viscosidad se vuelve más importante, hasta que en algunos casos es imposible procesar crudos de muy baja densidad sin un diluyente para reducir la viscosidad. El uso de un diluyente no es inusual para el petróleo crudo por debajo de 14°API.

Con prácticamente cualquier crudo el cambio de viscosidad con la temperatura puede ser una excelente guía para temperaturas mínimas de procesamiento de crudo. Un gráfico de ASTM de la viscosidad contra temperatura es útil para detectar la formación de parafinas o punto de enturbiamiento del crudo como se muestra en la **Figura 1-10**. Esto normalmente establece una temperatura

mínima para el proceso de tratamiento. Hay ejemplos de crudo de 30°API y superior que tienen puntos de fluidez de (27-32°C) 80-90°F. Los petróleos crudos de este tipo son comunes en el Uinta y Río Verde, Cuencas de los Estados Unidos, así como en el sudeste asiático.

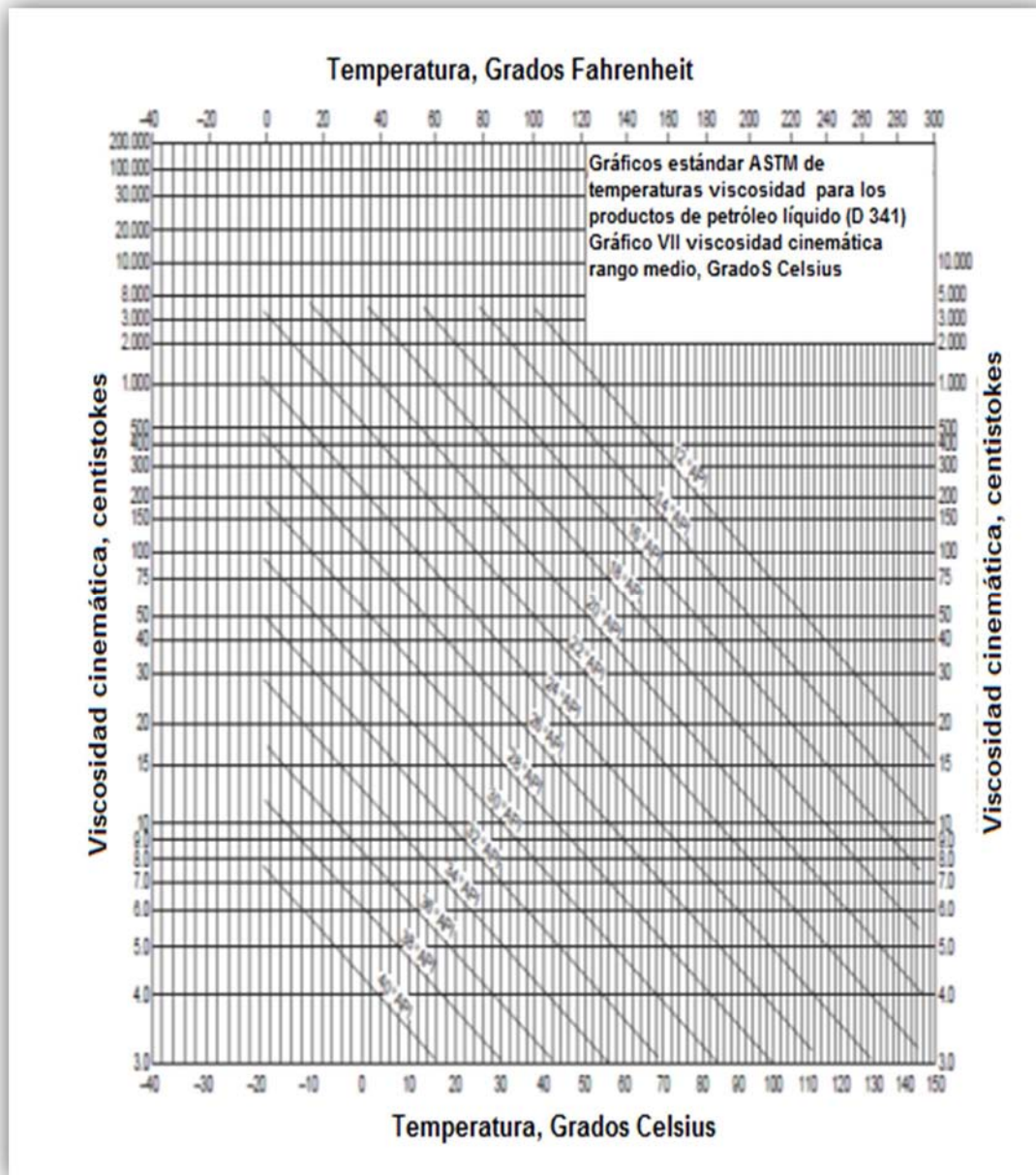


Figura 1-10. Viscosidad contra Temperatura para varios petróleos crudos (Cortesía de ASTM D-341).

Si no hay datos disponibles, la viscosidad del aceite puede ser estimada con una variedad de métodos basados en la temperatura y su densidad. Estos métodos, sin embargo, no son muy precisos, ya que la viscosidad es una función

de la composición del aceite y no estrictamente de la densidad del mismo. De hecho, dos aceites con la misma densidad y a la misma temperatura pueden tener viscosidades que son de órdenes de magnitud diferentes (Stewart y Ken, 2009).

En ausencia de cualquier dato de laboratorio, las **Figuras 1-11 y 1-12** se pueden usar para estimar viscosidades del aceite.

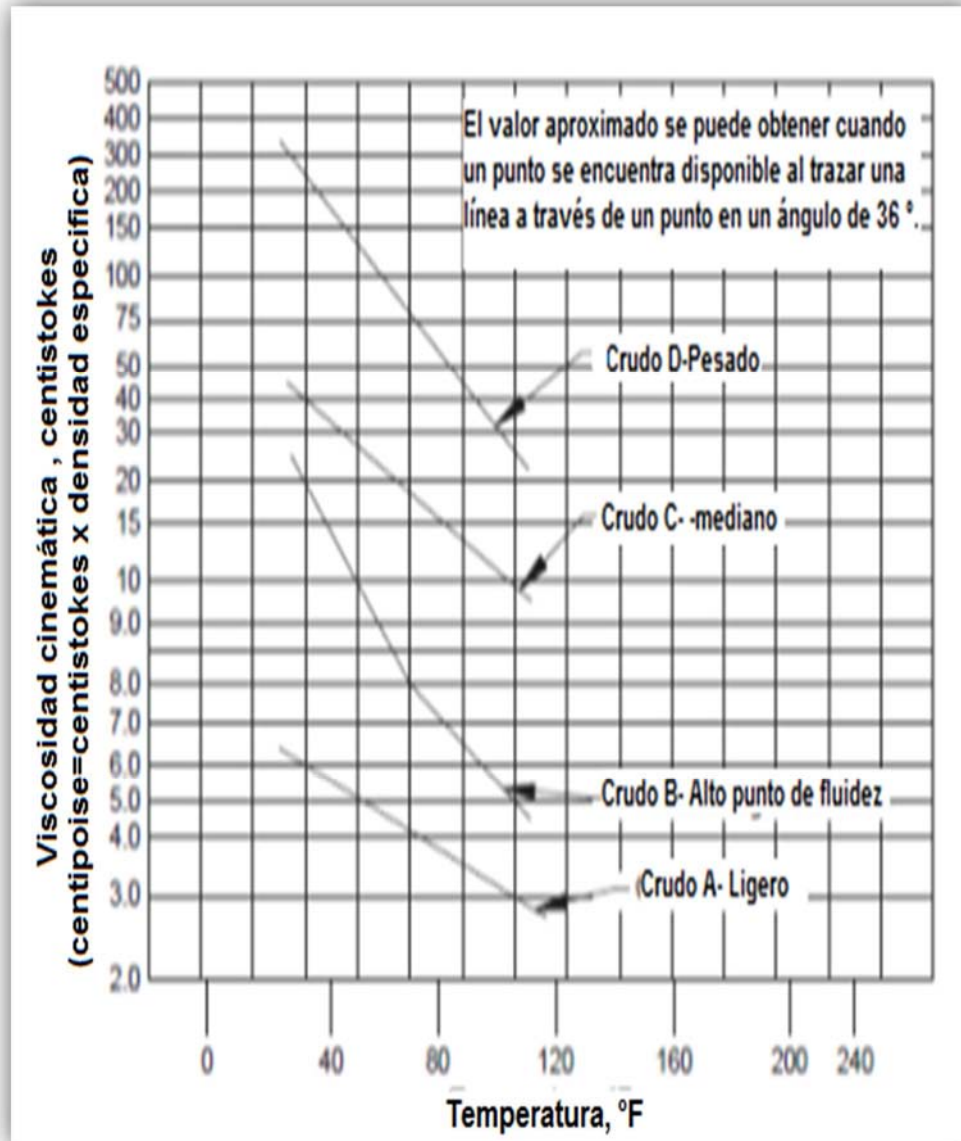


Figura 1-11. Viscosidad del aceite típica contra temperatura y densidad específica del aceite para estimar el efecto, unidades de campo. (Arnold y Steward, 2009, pag.53).

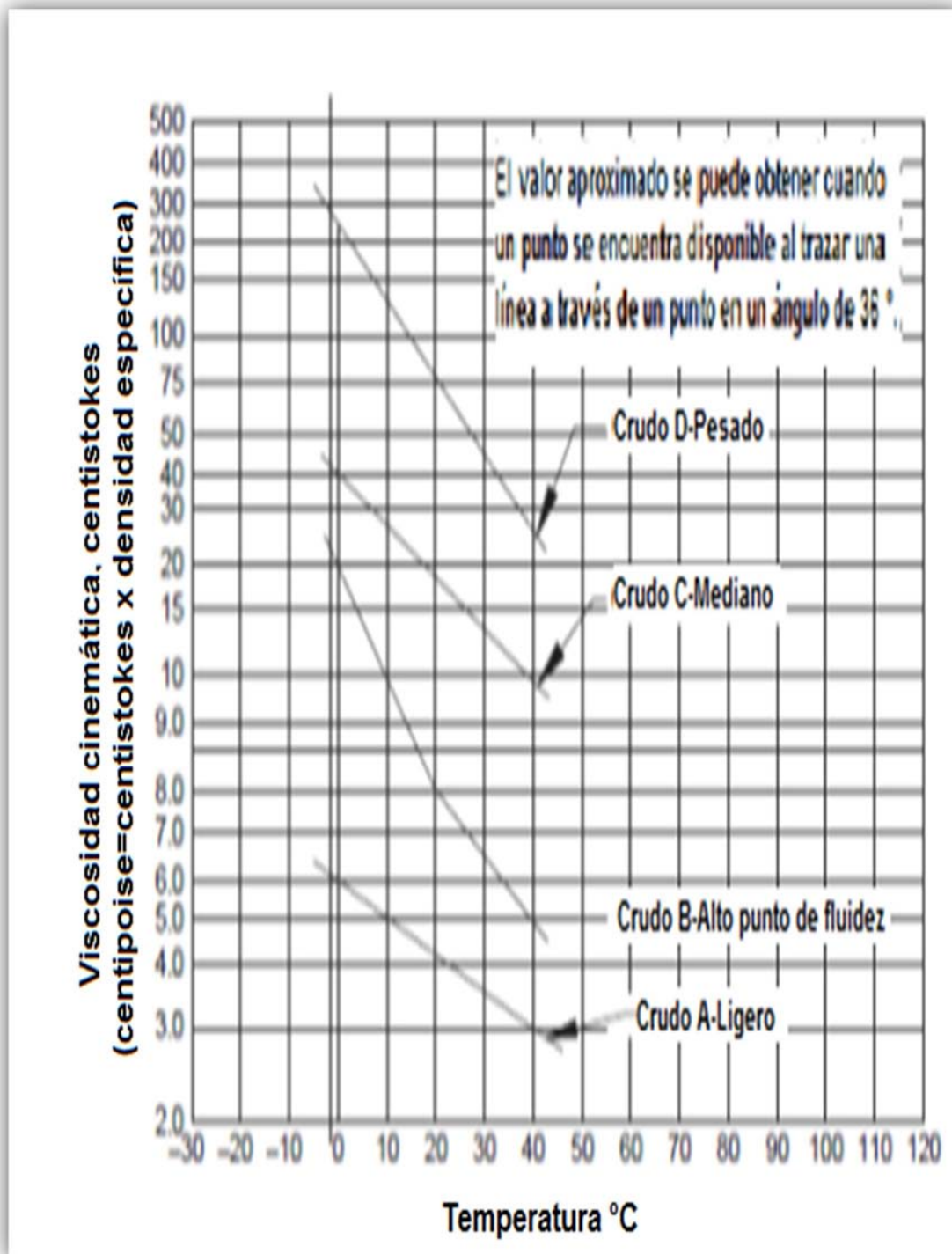


Figura 1-12. Viscosidad típica del aceite contra la temperatura y densidad específica del aceite para fines de estimación, unidades del SI. (Arnold y Steward, 2009).

En la **Figura 1-13** (McCain, 1990) se muestra cómo la viscosidad del crudo "muerto" o libre de gas varía con la densidad en °API y la temperatura. El gas en solución reduce la viscosidad del crudo (McCain, 1990, p. 331).

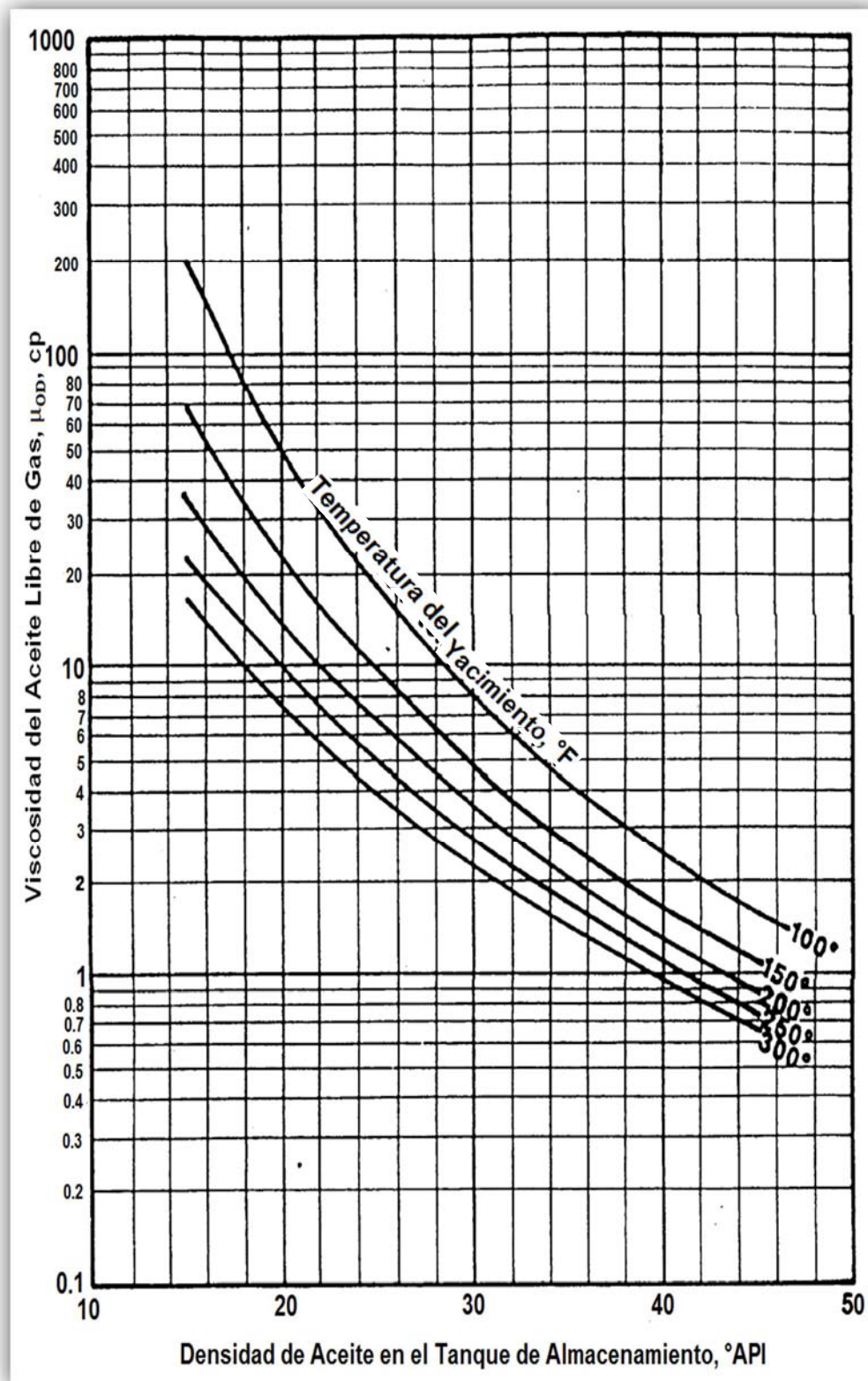


Figura 1-13. Las viscosidades del petróleo libre de gas (muerto) (McCain, 1990, p. 330).

✓ **Viscosidad del agua (salmuera).**

En la **Figura 1-14** se muestra una estimación rápida de la viscosidad del agua a presión atmosférica como una función de la temperatura y la concentración de NaCl en por ciento peso, donde la variación con la presión se desprecia, ver McCain (1990, p 458.).

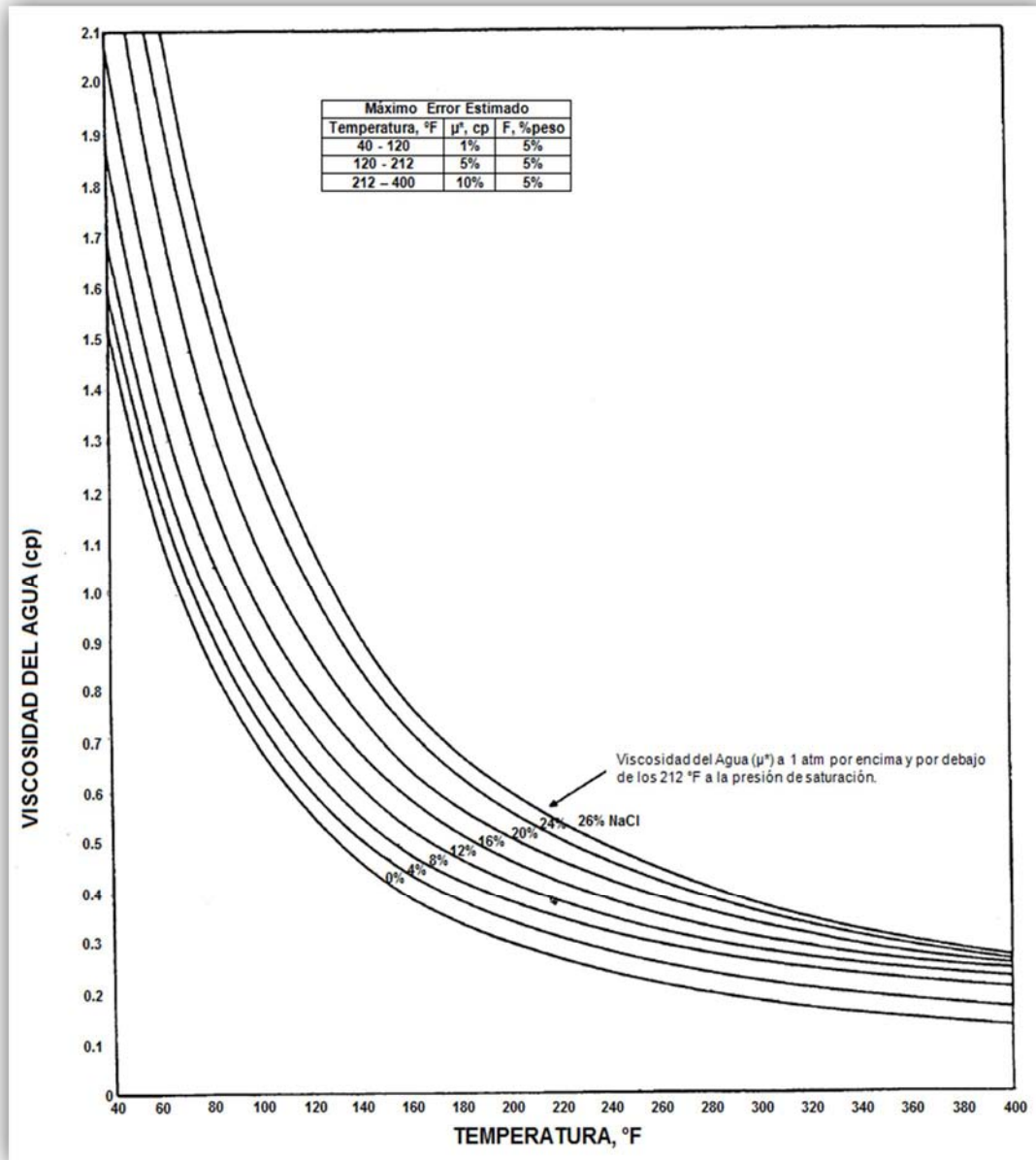


Figura 1-14. Viscosidad del agua a la presión atmosférica (McCain, 1990, p.457) (A partir de Chestnut, inédito, Desarrollo Shell Co.).

✓ Viscosidad de la emulsión

Thompson et al. (1985) informa de que la viscosidad de una emulsión de 50% de agua en aceite fue de 6 a 20 veces la del crudo base, por lo que la estimación de la viscosidad aparente de una emulsión es, obviamente, difícil de evaluar. Mientras que Smith y Arnold (1987) recomiendan:

$$\frac{\mu_c}{\mu_e} = 1 + 2.5f + 14.1f^2 \quad (1-3)$$

Dónde: μ_e = viscosidad de la emulsión, cp
 μ_o = viscosidad del crudo, cp
 f = fracción de volumen de fase dispersa.

1.3.4 Velocidad de asentamiento

La velocidad de asentamiento de la gota de agua se determina usando la ley de Stokes que se muestra en la **ecuación 1-4**:

$$V = \frac{gd^2(\rho_d - \rho_f)}{18\mu_f} \quad (1-4)$$

Donde: V = velocidad de asentamiento en estado estacionario
 g = aceleración de la gravedad
 d = diámetro de la gota
 ρ_d = densidad gota
 ρ_f = densidad del fluido
 μ_f = viscosidad absoluta del líquido

Para unidades de campo la ecuación queda:

$$V = \frac{(1.072 \times 10^{-4}) \times d^2 \times (\rho_d - \rho_f)}{\mu_f} \quad (1-5)$$

Donde: V = sedimentación / aumento de velocidad, ft / min
 d = diámetro de la gota, μm
 ρ_d = densidad específica de la gota, g / cm^3
 ρ_f = densidad específica del fluido o densidad, g / cm^3
 μ_f = viscosidad del fluido, cp

Alternativamente, la velocidad máxima puede estimarse utilizando un coeficiente de fricción, C_D , definido por:

$$F_t = \frac{C_D A_p \rho_o V^2}{2g_c} \quad (1-6)$$

Donde: F_t = fuerza de fricción sobre la gota esférica

C_D = coeficiente de fricción

A_p = proyección del área de la gota = $\pi d^2/4$

g_c = 32,174 lbf-ft / seg²-lbf

La fuerza de empuje, F_e es:

$$F_e = \frac{(\rho_d - \rho_o) \nabla g}{g_c} \quad (1-7)$$

Donde ∇ = volumen de la gota = $\pi r d^3/6$

Igualando F_t y F_e el rendimiento:

$$V^2 = 4(\rho_d - \rho_o)g \times \frac{d}{3} \times \rho_o \times C_D \quad (1-8)$$

En la **Figura 1-15** muestra cómo varía C_D con respecto a Re . Obsérvese que cuando $Re < 1$, $C_D = 24 / Re$. La Ley de Stokes (**ecuación 1-4**) se obtiene sustituyendo $C_D = 24 / Re$ en la **ecuación 1-8** (Manning, 1995).

1.3.4.1 Tiempo de retención

El tiempo de estabilización requerido para permitir la sedimentación gravitacional y coalescencia de las gotas de agua, es conocido como tiempo de retención, de residencia, de decantación o demulsificación. El cual puede ser desde segundos, horas y aún días.

Por lo anterior, se necesita una cierta cantidad en almacenamiento del aceite para asegurar que éste alcanza el equilibrio y muestre que el gas fue liberado, además de una cantidad adicional de almacenamiento para que el agua libre tenga tiempo para unirse en gotas de suficiente tamaño y caer de acuerdo con la **ecuación 1-4**. Es común el uso de tiempos de retención que van desde tres minutos hasta treinta minutos, dependiendo de los datos de laboratorio o en el campo. Si esta información no está disponible, se sugiere un tiempo de retención de aceite de diez minutos para el diseño. Del mismo modo, se requiere una cierta cantidad de almacenamiento de agua para asegurar que la mayoría de las

grandes gotas del aceite arrastradas en el agua tienen el tiempo suficiente para unirse y levantarse a la interfase de aceite y agua (Ken Arnold, 1998).

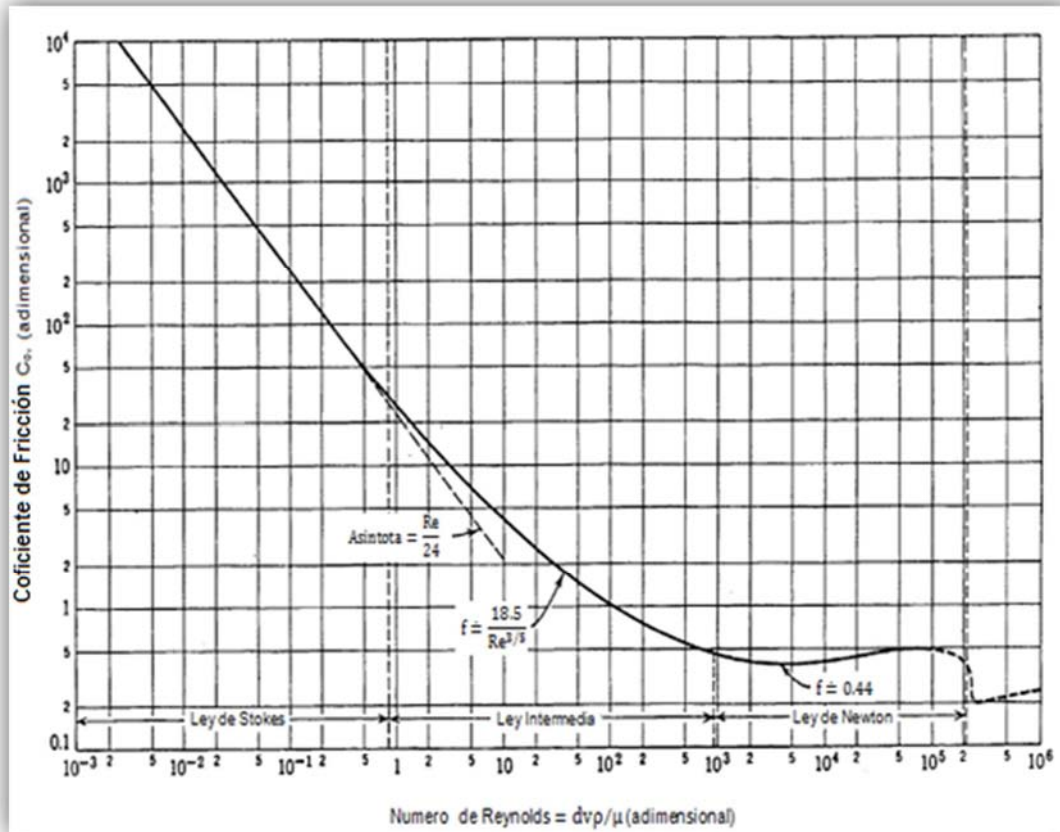


Figura 1-15. Coeficiente de Fricción vs número de Reynolds para esferas (C.E. Lapple (1950), Manual del Ingeniero Químico, JH Perry (Ed.), McGraw Hill, Nueva York, NY).

El tiempo de retención tanto para el gasto de aceite máximo y el gasto máximo de agua se debe calcular, a menos que los datos de laboratorio indiquen que no es necesario tomar este enfoque de aproximación para el diseño (Ken Arnold, 1998).

Existe un "tiempo teórico" que se obtiene de dividir la capacidad del tanque de tratamiento por el gasto volumétrico y existe también un "tiempo real o efectivo". Esto se debe a que la emulsión (o cualquier otro fluido) sigue un camino de menor resistencia al flujo lo cual resulta en una modificación del tiempo de residencia "teórico". La diferencia entre ambos tiempos depende del diseño interior del equipo de tratamiento; si este es deficiente mayor será la diferencia. Esta variable es la única que el operador de la Planta de tratamiento de crudo (PTC) no se puede controlar (GPA, pag.9). Este tema se hablará más adelante para el caso de tratamiento de las emulsiones y en el Capítulo 4 sobre diseño de equipo de cada uno de los tratamientos.

1.3.5 Emulsiones en la cabeza de pozo

Debido a que las emulsiones tipo agua en aceite son las que usualmente se encuentran presentes en los flujos de la cabeza de los pozos, serán el caso a analizar, ya que las emulsiones inversas se encuentran generalmente en el agua producida como se muestra en la **Figura 1-16**.

En las emulsiones comunes de campos petroleros, la fase acuosa dispersa se suele llamar sedimentos y agua (S&W), y la fase continua es el petróleo crudo. La S&W es predominantemente agua salina; sin embargo, los sólidos tales como arena, lodo, incrustaciones, productos de corrosión, y los precipitados de sólidos disueltos están a menudo presentes. Los S&W fueron llamados sedimento básico y agua BS&W (PETEX, 1990, p.38) o asentamientos y el agua de fondo (Schramm, 1992, p.44).

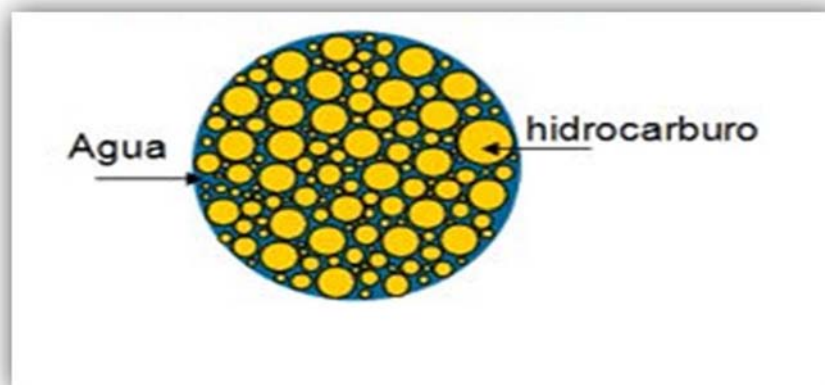


Figura 1-16. Emulsión inversa.

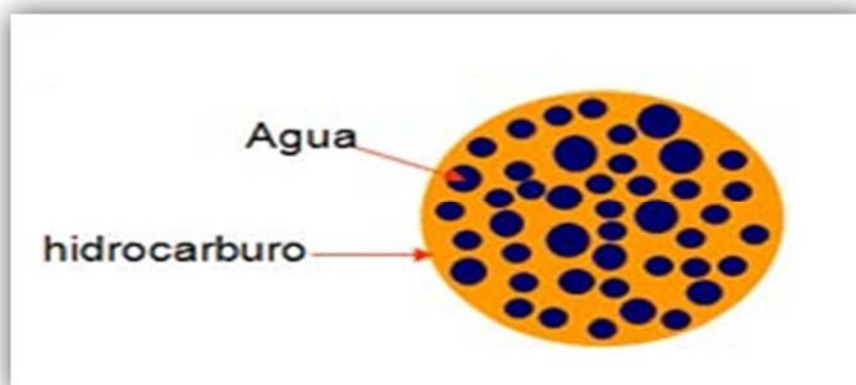


Figura 1-17. Emulsión normal.

Muy pocas veces hace falta algún agente emulsionante para emulsiones de agua en aceite **Figura 1-17**. Estos emulsionantes se pueden clasificar de la siguiente manera (Svetgoff, 1989. Bromley et al, 1991):

1. Indígena, son compuestos de superficie activa tales como los asfaltenos y resinas que contienen ácidos orgánicos y bases, ácidos nafténicos, ácidos carboxílicos, compuestos de azufre, fenoles, cresoles y otros de origen natural, además de tensoactivos de alto peso molecular.
2. Los sólidos finamente divididos, tales como arena, arcilla, finos de formación, de esquisto, limo, gilsonita, lodos de perforación, fluidos de reacondicionamiento, incrustaciones minerales, compuestos de corrosión (por ejemplo, FeS, herrumbre), ceras o parafinas, asfaltenos precipitados y resinas. En el campo, los productos químicos de reacondicionamiento son notoriamente eficaces y es la causa de emulsiones muy estables.
3. Los productos químicos añadidos tales como inhibidores de la corrosión, biocidas, dispersantes de parafina, productos de limpieza, agentes tensoactivos, agentes humectantes, y productos químicos de estimulación. Las Técnicas de recuperación mejorada de petróleo, tales como los métodos térmicos, la inyección de polímeros, surfactantes y de soluciones alcalinas también pueden crear problemas de emulsión muy graves.

Como ya se mencionó, el agua que se separa fácilmente en cinco minutos se llama agua libre (PETEX, 1990, p. 21). Sin embargo, hay otras regulaciones en los que se permiten tiempos diferentes que van desde 2 hasta 20 minutos.

Las emulsiones normales y producidas se pueden clasificar como duras o suaves, como ya se mencionó anteriormente en las clasificaciones. Recordemos, una emulsión dura es muy estable y difícil de romper, principalmente porque las gotas dispersas son muy pequeñas. Por otra parte, una emulsión suave o dispersión es inestable y se rompe fácilmente. La **Figura 1-18** se muestra la distribución de los tamaños de la gota de crudo producido térmicamente. En otras palabras, cuando un gran número de gotas de agua están presentes en lugar de gotas de gran diámetro, a menudo se separan más fácilmente por la fuerza gravitacional.

La cantidad restante de agua emulsionada (S&W) varía desde <1% a >60% en volumen. En crudo ligero (>20°API) las emulsiones contienen típicamente de 5 a 20 % volumen de agua, mientras que los crudos pesados (<20°API) a menudo se tienen de 10 a 35 % volumen de S&W (Smith y Arnold, 1987). En ausencia de datos específicos, la **Figura 1-19** proporciona una estimación muy aproximada de la cantidad de agua remanente dispersa en el crudo después de remover el agua

libre. La cantidad de agua libre depende de la relación agua/aceite (WOR) y varía mucho de un pozo a otro. En esta discusión, "agua" significa agua producida, y es, en general, una salmuera que contiene cloruro de sodio y otras sales (Manning, 1995).

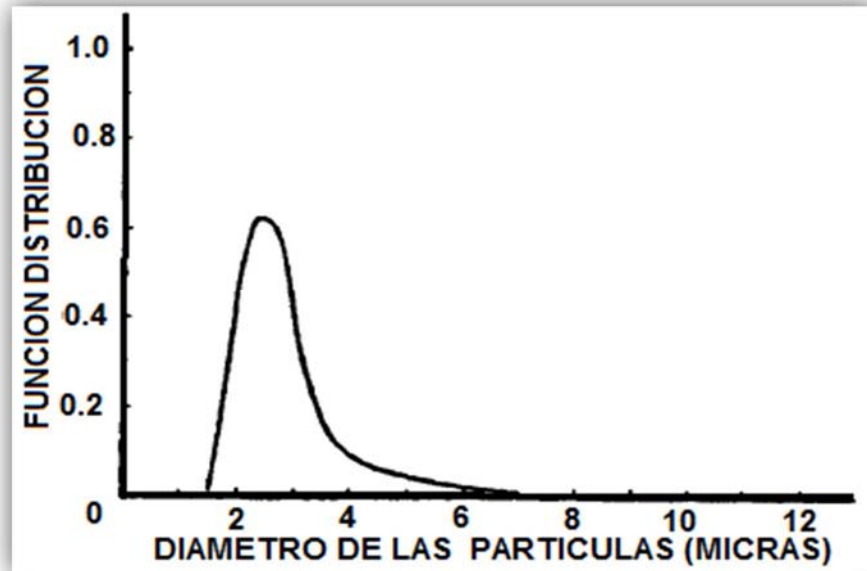


Figura 1-18. Distribución de Tamaños de gota de agua en un petróleo crudo-térmicamente Editado, 12 °API (Lucas, 1969).

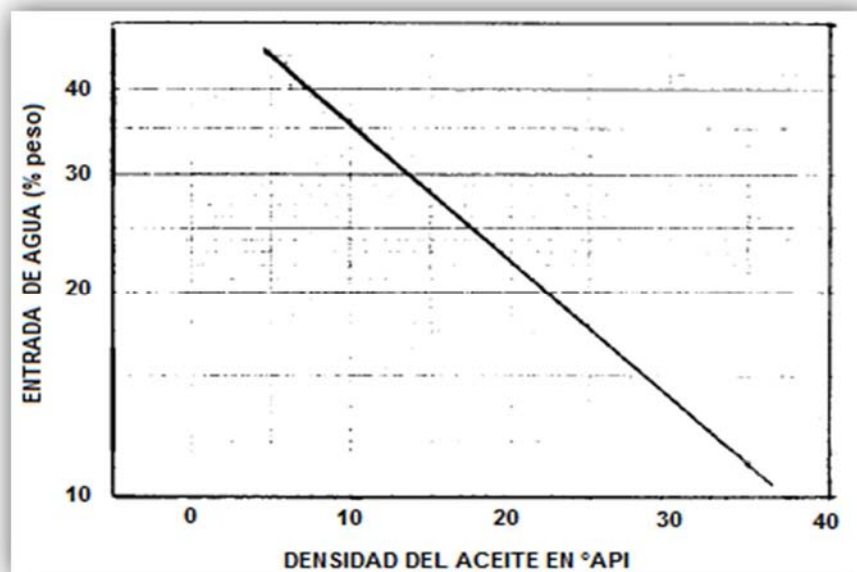


Figura 1-19. Estimación de la fracción del agua en el petróleo crudo (NAT CO, 1981).

Los métodos de recuperación mejorada pueden producir emulsiones muy estables. La inyección de surfactantes utiliza ácidos poliméricos altamente sulfonados para reducir la tensión interfacial entre el crudo y salmuera. La combustión in situ genera numerosos productos, los cuales no están presentes originalmente en el crudo, tales como asfaltenos y otros ácidos, muchos de los cuales actúan como excelentes emulsionantes. Las unidades térmicas, especialmente en las primeras etapas, producen arena muy apreciada, que es un estabilizador muy común. Afortunadamente, las arenas de California son de grano de gran tamaño y no generan los problemas de emulsión que se encuentran en Trinidad, donde la arena es producida de tamaño coloidal. La inyección de vapor añade energía, agitación, y agua dulce para el yacimiento y el agua producida; todos estos factores promueven emulsiones. Los flujos de polímero a menudo resultan en emulsiones complejas como son las de tipo aceite en agua en aceite (o/w/o), que presentan una segunda emulsión continua en agua dentro de la emulsión continua de aceite primaria.

1.3.6 Prácticas de producción que dan origen a la formación de emulsiones

En la actualidad encontramos que las técnicas de producción provocan ciertas situaciones adversas, en donde, al menos el 90% de éstas prácticas puede generar y/o agravar los problemas de emulsión. No sólo es muy fácil crear emulsiones, por el contrario, la prevención de emulsión implica pasos difíciles y/o caros, tales como asegurar el funcionamiento en estado estacionario, lo que minimiza la agitación, calentamiento, adición química, tratamiento eléctrico, etc.

Los productos químicos utilizados en el fracturamiento de la formación, los trabajos de mantenimiento, estimulación de pozos, inhibición de la corrosión, etc., que con frecuencia causan severos problemas de emulsiones. Gidley y Hanson (1974) documentaron que las emulsiones pueden ser causadas por efecto de fracturación, formación, acidificación, raspado de líneas, etc. La **Tabla 1-2** se muestra que el uso de lodos ácidos y finos de formación producidos por estimulación de pozos causa emulsiones muy estables y difíciles de romper.

La inyección de vapor ha hecho más difícil y costosa la deshidratación de crudos Californianos con baja densidad API y alta viscosidad. La inyección de vapor aumenta la relación agua aceite (WOR), que puede disminuir la salinidad del agua congénita e hinchar las formaciones de lutitas. Las altas velocidades del vapor en el fondo del pozo también pueden desprender finos y agitar la mezcla de aceite y agua congénita. Todos los efectos anteriores aumentan la formación de emulsiones y su estabilidad.

La **Tabla 1-2** es un ejemplo que muestra el porcentaje para la ruptura de la fase acuosa en la estabilidad de una emulsión en la presencia de diferentes fluidos como se mencionó anteriormente, en determinado tiempo.

Tabla 1-2. Estabilidad de las emulsiones de crudo de Gran Isla Bloque 16

Fase acuosa	Ruptura de la fase acuosa (%)		
	15 min	1 hr	24 hrs
Reacondicionamiento del fluido	8	32	100
Agua de mar	0	4	72
Lodo ácido	4	16	96
Lodo ácido gastado	0	0	72
Lodo ácido gastado y finos	0	0	0

Fuente: Gidley y Hanson, 1974.

La combustión in situ o invasión con fuego también agravan los problemas para la emulsión. La combustión parcial subterránea y craqueo del petróleo crudo genera una multitud de compuestos de alto peso molecular, todos los cuales resultan en emulsionantes potenciales.

Los surfactantes son seleccionados específicamente para reducir la tensión interfacial entre la cara de la interfase aceite-agua que, por definición, es la principal fuerza impulsora termodinámica para la coalescencia de burbujas. El surfactante, el polímero, y los flujos de CO₂, pueden por lo tanto, producir graves problemas de emulsión.

Cualquier desequilibrio causado por la baja súbita de presión y de las bombas, (etc.) puede estabilizar las emulsiones más allá de lo que se cree. Por lo tanto, la separación de vapor-líquido de dos o tres etapas no sólo minimiza las pérdidas por encogimiento, sino que también reduce la formación de la emulsión. Una bomba de movimiento de cavidades crea una emulsificación mínima (Flanigan et al, 1992), mientras que un tipo de desplazamiento positivo es la segunda opción. Por lo que las bombas centrífugas deben ser evitadas.

1.3.7 Prevención de la emulsión

Resolver una emulsión significa separarla en sus componentes; ello se logra con la demulsificación, este proceso comprende dos etapas sucesivas (GPA, pag.3):

- a) La floculación o choque entre las gotas de agua dispersa con crecimiento de gota.
- b) La coalescencia o crecimiento de gota de agua hasta un tamaño que hace inestable la emulsión con lo cual el agua se separa por decantación.

La **floculación** es una etapa reversible de "colisión entre gotas" que, por su carácter de reversibilidad no siempre conduce a la coalescencia. La velocidad de floculación es mayor cuando (GPA, pag.3):

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

La **coalescencia** es una etapa irreversible de crecimiento de gota, es mayor cuando (GPA, pag.3):

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

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

Las causas más frecuentes de la existencia de un colchón de emulsión en equipos de superficie son (GPA, pag.3):

- 1) El químico no resuelve adecuadamente la emulsión.
- 2) La temperatura del tratamiento es demasiado baja.
- 3) Otros químicos están contrarrestando el efecto del químico demulsionante.

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

La resolución de una emulsión requiere entonces tiempo para que transcurran (GPA, pag.3):

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

En lo que respecta a Manning tenemos que la opinión está dividida sobre si las emulsiones están presentes en la formación, pero no hay duda de que se forman en la cadena o bien en las instalaciones de superficie y se mencionan dos pasos que pueden solucionar el problema.

- En primer lugar, eliminar la turbulencia y el cizallamiento siempre que sea posible.
- En segundo lugar, eliminar el agua del aceite tan pronto como sea posible en las instalaciones de superficie.

Las soluciones anteriores no siempre están disponibles en las operaciones comunes; por lo tanto, en muchos casos, se hace necesario proporcionar el tratamiento para las emulsiones que se forman inevitablemente. Las principales fuentes de formación de la emulsión están resumidas a continuación.

En pozos fluentes, una considerable agitación es generalmente causada por el gas que sale de la solución cuando se reduce la presión. Este gas también causa turbulencia a medida que fluye a través de la perforación, filtros, accesorios, estranguladores, curvas pronunciadas en la tubería y líneas de conducción, y otras restricciones.

La turbulencia se puede reducir, pero no se previene, mediante la instalación de una inductancia mayor o manteniendo una contrapresión superior en el lado corriente abajo del estrangulador. Un estrangulador en el fondo del pozo

generalmente causa menos emulsificación. De hecho, a menudo disminuye la estabilidad y la cantidad de la emulsión producida porque (Manning, 1995):

- 1) Hay menos presión diferencial a través de un reductor en el fondo del pozo.
- 2) Las temperaturas de fondo de pozo suelen ser considerablemente más altas que las temperaturas de superficie (el calentamiento rompe emulsiones).
- 3) Hay flujo laminar (línea recta) para una larga distancia en el lado corriente abajo de la estrangulación, y corresponde a menos turbulencia.

En algunos casos, el inconveniente de un estrangulador en el fondo del pozo se ve compensado en lo económico por menor costo que el tratamiento de la emulsión (es decir, la reducción de adición de productos químicos demulsificantes y/o menos combustible para el calentamiento).

En los pozos de bombeo neumático, la emulsión es causada principalmente en dos lugares:

1. En el punto donde el gas se introduce en la cadena de flujo.
2. En la boca del pozo.

Cuando se utiliza bombeo neumático intermitente, la emulsión generalmente se crea en la cabeza del pozo o en el equipo de superficie. Cuando se utiliza bombeo neumático continuo, gran parte de la emulsión se forma en fondo de pozo en los puntos de inyección de gas. Al determinar el método de bombeo neumático que será más eficiente, el operador debe tener en cuenta los problemas de emulsión que se encontrarán, la mejor manera de tratar, y a qué costo.

En el bombeo de pozos, la mayor fuente de la emulsión está en la bomba y la tubería. Las siguientes son algunas de las causas de la turbulencia en los pozos de bombeo:

1. Válvulas con fugas permanentes, válvulas viajeras, émbolos, recipientes y otras piezas de la bomba.
2. La producción de gas en pozos de bombeo que provoca una turbulencia considerable en los pasajes estrechos de la bomba.
3. Embate de la bomba que hace que las varillas que se azotan y crean turbulencia adicional.

Las fuentes que causan turbulencia pueden minimizarse mediante el uso de una buena bomba que mantiene tolerancias del balanceo mínimas, válvulas de pie

y válvulas viajeras de gran tamaño, la velocidad y una longitud de la carrera adecuadas. En los pozos de bombeo que producen gases, un ancla de gas por lo general reducirá la turbulencia.

Las principales fuentes de turbulencia en los colectores y líneas de recolección son las bombas, válvulas y accesorios en la que la dirección del flujo cambia abruptamente. Es probable que la turbulencia producida en secciones rectas a menudo serán suficiente para resultar en la formación de una emulsión, especialmente en el caso de flujo de gas-líquido.

Otras fuentes de la emulsión en el equipo de producción son por fugas en las válvulas de descarga en los separadores, golpes de choque con el agua libre, y tanques de sedimentación. Sin embargo, estos por lo general pueden ser relativamente fáciles de corregir.

1.3.8 Métodos para tratamiento de las emulsiones

Los principales métodos para el tratamiento de emulsiones son: inyección de químicos, suministro de calor y uso de un campo eléctrico, son descritos a detalle en el capítulo 4.

1.3.9 Parámetros para la selección de equipo

Los procesos y equipos de tratamiento no deben ser seleccionados hasta que se hayan determinado las características físicas del aceite y el agua y un estudio del efecto de los productos químicos disponibles en la emulsión que se ha hecho.

El agua restante en el crudo después de que el agua libre se ha asentado se considera para estar en un estado emulsionado. El aceite emulsionado se elimina mediante uno o más procesos de tratamiento. El tratamiento se refiere a cualquier proceso diseñado para separar el petróleo crudo de contaminantes del agua y exteriores llevados junto con él desde el yacimiento. Los procesos de emulsión a tratar requieren en algunos casos una combinación de los tratamientos ya mencionados anteriormente (adición química, tiempo de asentamiento, el calor, y coalescencia electrostática, por ejemplo).

1.4 EJEMPLOS PRÁCTICOS

Ejemplo 1-1. Estimar la velocidad libre de asentamiento de una gota de salmuera 100 μm en aceite. El aceite tiene una densidad específica de 0.8 y una viscosidad de 10 cp, mientras que la densidad específica de la salmuera es 1.02 (Manning, 1995).

De la ecuación original de Stokes (**ecuación 1-4**):

Hacemos una conversión de unidades:

$$\begin{aligned}
 g &= 32.174 \text{ ft/seg}^2 \\
 d &= (\mu\text{m})(\text{m}/\mu\text{m})(\text{ft}) \\
 &= (100)(1/10^6)(1/0.3048) = 3.28 \times 10^{-4} \text{ ft} \\
 \rho_d &= 1.02(62.4) = 63.7 \text{ lb/ft}^3 \\
 \rho_f &= 0.8(62.4) = 49.9 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu_f &= (\text{cp})(\text{lb/ft-s-cp}) \\
 &= (10)(0.000672) = 0.00672 \text{ lb/ft-s} \\
 V &= \frac{(32.174)(3.28 \times 10^{-4})^2(63.68 - 49.94)}{(18)(0.00672)} \\
 &= 3.93 \times 10^{-4} \text{ ft/s} \\
 \mathbf{V} &= \mathbf{1.42 \text{ ft/hr}}
 \end{aligned}$$

Ejemplo 1-2. Calcular la diferencia en densidades específicas, tenemos que el aceite tiene 30 °API y $(\gamma)_w$ es de 1.07 (Ken Arnold, 1998).

De la **ecuación 1-1**:

$$\text{°API} = \frac{141.5}{(\gamma)_o} - 131.5$$

Despejamos $(\gamma)_o$

$$(\gamma)_o = \frac{141.5}{30 + 131.5} = 0.876$$

$$\Delta\gamma = 1.07 - 0.876 = \mathbf{0.194}$$

Ejemplo 1-3. Estimar la densidad en °API aparente o total de un petróleo crudo de 35 °API (sobre una base de "aceite limpio" o de agua libre) que también contiene 1% en volumen de agua.

De la **ecuación 1-1**:

γ = la densidad específica del aceite a 60°F comparada a la del agua a 60°F.

$$\gamma = \frac{141.5}{\text{°API} + 131.5}$$

$$= 141.5 / (35 + 131.5)$$

$$\gamma = \mathbf{0.8499}$$

Supongamos que el contenido de salmuera-sedimento del aceite tiene una densidad específica de 1.02.

Basándose en que 1 cc de la mezcla de aceite-salmuera, tenemos 0.99 cc aceite y 0.01 cc de salmuera.

La densidad del agua a 60°F es 0.9990 g/cc; entonces:

$$g_{\text{salmuera}} = (0.01)(1.02)(0.9990) = 0.0102$$

$$g_{\text{aceite}} = 0.99 (0.8499)(0.9990) = 0.8405$$

Sustituimos en las siguientes ecuaciones:

$$g_{\text{crudo}} = g_{\text{salmuera}} + g_{\text{aceite}}$$

$$(1.00)(\gamma_{\text{crudo}})(0.9990) = 0.0102 + 0.8405$$

Despejamos γ_{crudo} :

$$\gamma_{\text{crudo}}(1\% \text{ S\&W}) = 0.8516$$

$$\text{°API}_{\text{crudo}}(1\% \text{ S\&W}) = 141.5/0.8516 - 131.5 = 34.7$$

$$\text{°API}_{\text{crudo}}(1\% \text{ S\&W}) = 34.7$$

$$\text{°API} - \text{°API}_{\text{crudo}}(1\% \text{ S\&W}) = 35 - 34.7 = \mathbf{0.3}$$

La adición de 1% en volumen de S&W reduce la densidad del crudo en 0.3 °API.

REFERENCIAS

- Manning, Francis S. y Thompson Richard E., Ph.D., P.E. 1995. Oilfield Processing. Crude oil. Vol. 2. Tulsa: PennWell Publishing Company. Pag.435. ISBN 0-87814-354-8.
- Gómez Cabrera José Ángel. 1984 Apuntes de Clase; “Manejo de la Producción en la Superficie”; Facultad de Ingeniería, UNAM.
- McCain, William D., Jr. 1990. The properties of petroleum fluids. 2a Edic. United States of America. PennWell Publishing Company. Pag.549. ISBN 0-87814-335-1.
- Schramm Laurier L. 1992. Petroleum Emulsions. Basic Principles. Advances in Chemistry; American Chemical Society: Washington, DC. Pag.49.
- Jiménez Carrión Cintya Paola. 2009. Optimización de los procesos en las facilidades de la producción en el campo Sacha, estación Sacha Central. Ing. Petrolero. Facultad de Ingeniería. Ecuador, Quito. Pag.157.
- Ken Arnold, Maurice Stewart. 1998. Surface Production Operations. Design of Oil-Handling Systems and Facilities. 2a Edic. United States of America. Edit Gulf Publishing Company. Vol. 1. Pag.443.
- Del Valle Delgado Parra Nacarid. 2007. Estabilización de la emulsión de crudo pesado en agua con mezclas de surfactantes no-iónicos y aniónicos y aminas como co-surfactantes. Tesis. Magíster Scientiarum en Química. Venezuela, Maracaibo. Facultad Experimental de Ciencias. Pag.103.
- GPA. Estudios y Servicios Petroleros S.R.L. Tratamiento de crudos: Necesidad, recursos y últimos avances. Nota Técnica N° 36. Pag.9.
- Stewart Maurice, Ken Arnold. Emulsions and Oil Treating Equipment: Selection, Sizing and Troubleshooting. 2009. Edit. Elsevier. Pag.301.
- GPSA (1987), Engineering Data Book, 10th ed. Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma.
- Yaws, Carl L., Haur-Chung Yang, Jack R. Hopper and Keith R. Hansen (1990), “Hydrocarbons: Water Solubility Data,” Chemical Engineering, Vol 97, No. 4, pp. 177 (April).
- Svetgoff, James A. (1989), “Démulsification Key to Production Efficiency,” Petroleum Engineer International, Vol. 61, No. 8, pp. 28, 30, 32, 34-35 (August).
- PETEX (1990), Treating Oil Field Emulsions, 4th ed., Petroleum Extension Service, U. of Texas at Austin, TX.

- Bansbach, P. L. and D, U. Bessler (1975), "Cold Treating of Oilfield Emulsions," 22nd Annual Southwestern Petroleum Short Course, Texas Tech University, Lubbock, TX.
- Patton, Charles C. (1977), Oilfield Water Systems, 2nd ed., Campbell Petroleum Series, Norman, Oklahoma.
- ASTM D-341. Test Method for viscosity-temperature charts for Liquid Petroleum Products, 9th Edition, October 1, 2009.
- Ershaghi, Iraj, Doddy Abdassah, Mohammad R. Bonakdar, and Saif Ahmad (1983), "Estimation of Geothermal Brine Viscosity," Journal of Petroleum Technology, Vol. 35, No. 3, pp. 621-628 (March).
- Thompson, D. G., A. S. Taylor and D. E. Graham (1985), "Emulsification and Démulsification Related to Crude Oil Production," Colloids and Surfaces, Vol. 15, pp. 175-189.
- Smith, H. Vernon and Kenneth E. Arnold (1987), "Crude Oil Emulsions," Chapter 19, Petroleum Engineering Handbook, H. B. Bradley (ed.), S.P.E., Richardson, TX.
- Gidley, J. L. and H. R. Hanson (1974), "Central- Terminal Upset from Well Treatment is Prevented" , Oil & Gas, Vol. 72, No. 6, pp. 53-56 (Feb. 11).
- Flanigan, D. A., J. E. Stolhand, E. Shimoda, and F. Skilbeck (1992), "Use of Low-Shear Pumps and Hydrocyclones for Improved Performance in the Cleanup of Low-Pressure Water," SPE Production Engineering, Vol. 7, No. 3, pp. 295-300, (August).

CAPÍTULO II

2. CARACTERIZACIÓN DEL PETRÓLEO CRUDO

2.1 INTRODUCCIÓN

El procesamiento de campo del petróleo crudo para el almacenamiento, transporte y venta involucra tres procesos objetivos:

1. Separación del petróleo crudo del agua libre o salmuera, agua emulsificada y sólidos arrastrados (principalmente arena).
2. Estabilización del petróleo crudo, esto es, la remoción de gas natural disuelto en la medida requerida para proporcionar un aceite que puede ser almacenado de forma segura.
3. Remoción de impurezas del petróleo crudo y cualquier gas separado para satisfacer especificaciones para ventas/transporte/ reinyección mientras se cumplan todas las normas de seguridad, salud y medio ambiente.

Las especificaciones de venta para el crudo son pocas y bastante sencillas e involucran principalmente criterios tales como el contenido de agua y sal (NaCl). El petróleo crudo usualmente es catalogado por el tipo de hidrocarburos presentes y por las propiedades promedio o generales medidas por pruebas tradicionales simples como son análisis composicional, cromatográfico (para el gas) y pruebas presión, volumen, temperatura (PVT). La selección, el diseño, la operación de los procesos empleados para separar aceite del agua, sedimentos y gas disuelto y para remover impurezas dependen de las propiedades de la corriente de pozo, por lo tanto, la caracterización de petróleos crudos es tratada utilizando los temas siguientes: la variedad de hidrocarburos producidos, componentes del petróleo crudo, muestreo y análisis del petróleo crudo y especificaciones del producto.

2.2 VARIEDAD DE HIDROCARBUROS PRODUCIDOS

Los componentes de interés del petróleo crudo y el gas natural son los hidrocarburos, estos abarcan del metano (CH_4) de bajo peso molecular, hasta llegar a los más pesados como las parafinas o alcanos con 33 átomos de carbono e hidrocarburos aromáticos polinucleares con 20 o más átomos de carbonos (**Tabla 2-3**, Hartch and Matar, 1977). El gas natural es en su mayoría metano, mientras que el petróleo crudo está constituido por hidrocarburos líquidos que tienen cuatro o más átomos de carbono.

Existe una tendencia a considerar al petróleo crudo como un líquido y al gas natural como un gas y a considerar la producción de las dos fases como operaciones separadas, sin embargo, el petróleo crudo en el yacimiento casi siempre contiene metano y otros hidrocarburos ligeros disueltos que son liberados cuando se reduce la presión en el aceite. A medida que el gas se desprende, el volumen de petróleo crudo disminuye; este fenómeno es conocido como encogimiento, el gas así producido es llamado asociado, gas del separador o gas del cabezal. El encogimiento es expresado en términos de barril de aceite en el tanque de almacenamiento entre barril de fluido del yacimiento (factor de encogimiento, SF) y es recíproco del factor de volumen de formación (FVF o B_o).

El gas natural producido de un yacimiento de gas puede contener una pequeña cantidad de hidrocarburos más pesados que son separados como un líquido llamado condensado, éste gas que contiene hidrocarburos condensados se dice que es húmedo. Si el gas no forma condensados cuando llega a la superficie, es llamado gas seco. No se debe olvidar que los términos húmedo y seco, también pueden referirse a la presencia de agua o hidrocarburos líquidos.

El condensado de yacimientos de gas es un tipo de fluido intermedio (esto es, entre petróleo crudo y gas natural), que contiene una considerable cantidad de hidrocarburos líquidos licuables y es rico en componentes ligeros.

Ya que el presente trabajo se enfoca en el petróleo crudo solo se discutirá la producción del gas natural únicamente en el tren de separación tal como se representa en la **Figura 2-1**.

La **Figura 2-1** representa una secuencia de separación de gas y aceite que incluye remoción de agua y sedimentos. La relación gas y aceite RGA o GOR (gas and oil ratio) por sus siglas en inglés, es la relación del volumen de gas producido a condiciones estándar respecto al volumen de aceite producido a condiciones estándar (medido a condiciones del tanque de almacenamiento), como resultado de la producción de un volumen original de aceite a condiciones de yacimiento. La RGA es el total de pies cúbicos estándar de gas liberado por barril de aceite medido a condiciones del tanque de almacenamiento a 60 °F a la presión atmosférica (scf/bsto) en unidades del sistema Inglés de ingeniería y metros cúbicos estándar de gas por metro cúbico de aceite en el tanque de almacenamiento a 15°C o alternativamente metros cúbicos estándar de gas por tonelada métrica de aceite a 15 °C en el SI o unidades métricas. Las condiciones estándar para el gas natural son 60 °F y 1 atmosfera (14.696 psia en unidades inglesas de ingeniería) o 15 °C y 1 atmosfera (101.325 kPa en el SI o unidades métricas).

La RGA total depende del número de etapas utilizadas en las secuencias de operación, así como de la presión de operación de cada etapa, a partir de la tercera etapa la RGA se aproxima a un valor límite. La optimización de la secuencia de separación normalmente involucra la máxima recuperación de líquido o mínimos requerimientos de compresión, ésta optimización es tratada en el Capítulo 3.

Si el gas no se libera cuando la presión del petróleo crudo se reduce hasta la presión atmosférica, se dice que es un aceite muerto, si la cantidad de gas disuelto no es grande (hasta aproximadamente 2,000 scf/bsto), se dice que el aceite es de bajo encogimiento, ordinario o aceite negro, conforme a McCain (1990). Si la RGA está entre 2,000 y 3,300, se dice que es un aceite de alto encogimiento o aceite volátil. La **Tabla 2-1** representa una clasificación de yacimientos según el tipo de hidrocarburos producidos incluyendo gas natural húmedo y seco.

Opcionalmente, el petróleo crudo puede ser clasificado en ligero, pesado y extra pesado como sigue (Dowd y Kuuskraa, 1988):

Crudo ligero	Viscosidad < 10,000 cP, °API >20
Crudo pesado	Viscosidad < 10,000 cP, 10 <°API <20
Crudo extra pesado	°API < 10

Dowd y Kuuskraa completaron su clasificación de fuentes de hidrocarburos mediante la definición de bitumen natural y aceite de lutitas:

Tabla 2-1. Tipos de hidrocarburos producidos

Tipo de Fluido	Iniciales Normales		Líquido en el tanque de almacenamiento	
	Encogimiento Bsto/res bbl	RGA Scf/bsto	°API	Color
Petróleo crudo de Bajo encogimiento (Baja RGA, negro u ordinario)	> 0.5	<2,000	<45	Muy oscuro, a menudo oscuro
Petróleo crudo de alto encogimiento (Alta RGA o volátil)	< 0.5	2,000-3,300	> 40	De colores, usualmente café
Gas y condensado	—	3,300-50,000	50-60	Amarillo claro a negro
Gas húmedo	—	> 50,000	> 50	Agua clara
Gas seco	—	—	—	—

Fuente McCain, 1990 [16]

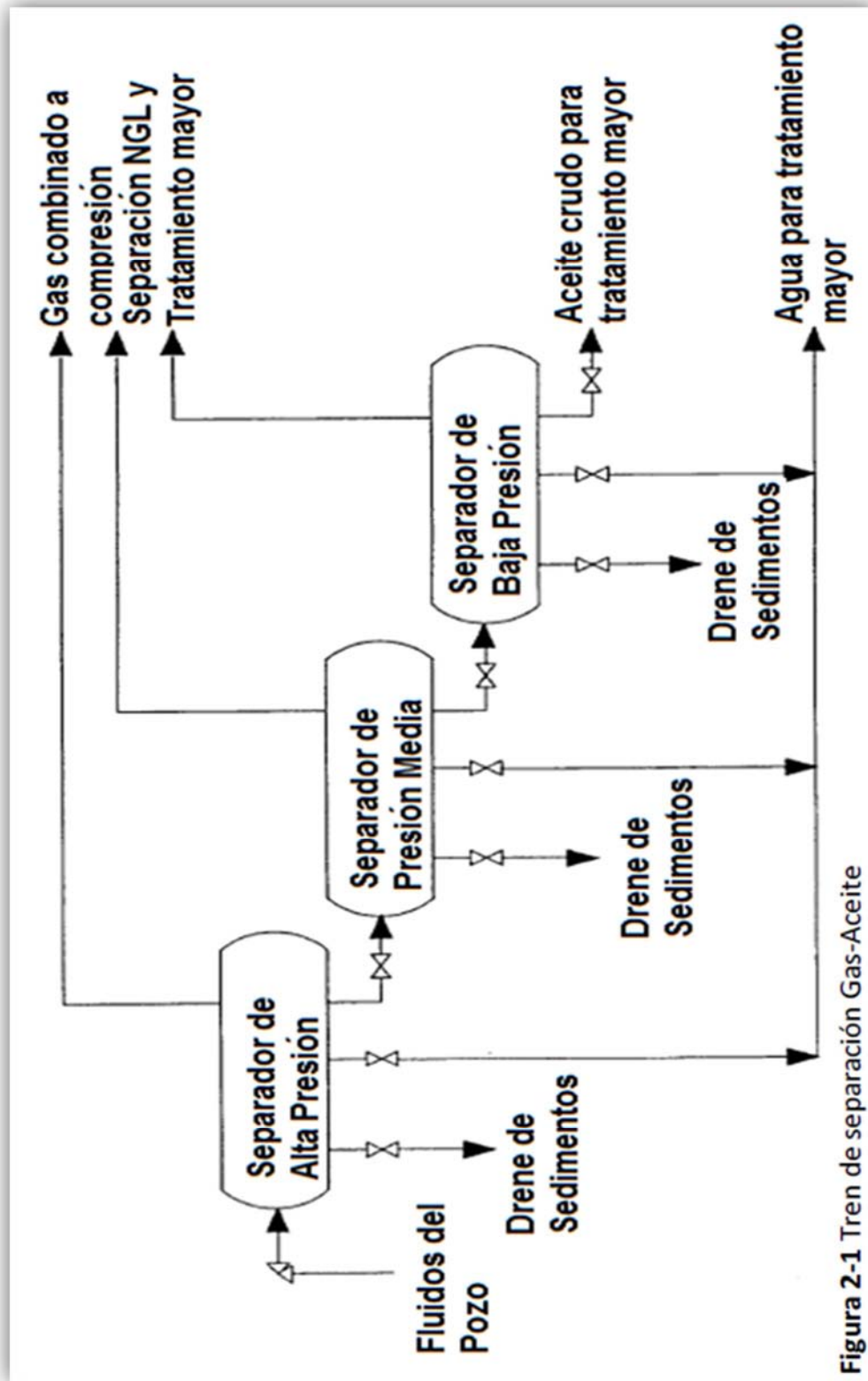


Figura 2-1 Tren de separación Gas-Aceite

Bitumen natural (arena aceitífera, arena bituminosa, asfalto natural):
 Viscosidad > 10,000 cP.
 Aceite de lutitas: Más de 10 gal/ton en destilación destructiva

En el caso del procesamiento de campo de petróleo crudo, la caracterización del aceite debe ser solo lo suficientemente buena para proporcionar estimados razonablemente precisos de la composición y los flujos de gas y aceite del separador. Como se muestra en la **Figura 2-2**, la clasificación de Penick (1993) indica el panorama general o la tendencia usual con respecto a la composición del aceite y la RGA, Obsérvese que la **Figura 2-2** cubre el rango de aceite de bajo encogimiento en la región de yacimientos de gas y condensado.

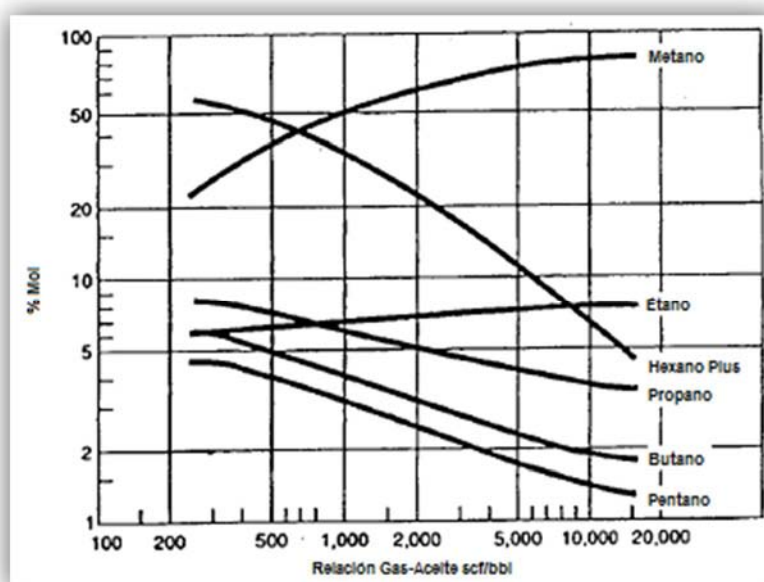


Figura 2-2. Composición de un yacimiento (Penick, 1983).

2.3 COMPONENTES DEL PETRÓLEO CRUDO

El petróleo crudo o aceite, contiene cientos de miles de componentes químicos diferentes, esto es una mezcla muy compleja y necesariamente, se describe por sus características generales o promedio tal como la densidad ($^{\circ}$ API), las curvas de destilación (rangos de punto de ebullición), etc. en lugar de en moles de componente individual convencional o el peso fraccional.

El petróleo crudo varía ampliamente, desde pesado casi sólido, aceites que se hunden en el agua hasta materiales que se asemejan en apariencia a la gasolina o al keroseno, excepto por su color oscuro, ésta amplia variedad complica el procesado de campo.

El petróleo crudo de la cabeza de pozo generalmente contiene salmuera, como se analiza en el capítulo 1 y 4, es decir, todos los petróleos crudos son en realidad emulsiones (esto es, algunas gotas de salmuera dispersas a lo largo de la fase continua de petróleo crudo incluso después del procesamiento de campo). Aún en formaciones con poco o ningún transporte de agua, el agua intersticial o agua connata está presente y es producida. El agua connata varía de casi dulce hasta saturada con sólidos disueltos (principalmente NaCl). El agua salada tiene muy poco valor comercial (si existe) y esta contribuye a una caída de presión excesiva en las líneas de recolección, además causa corrosión en el acero al carbono de los equipos de campo, incrementa los costos de transporte al aumentar la caída de presión y la corrosión. Después de la separación, la salmuera debe ser dispuesta de una manera que sea ambientalmente aceptable, esto puede tener un costo considerable.

Como se resume en la **Tabla 2-2**, el petróleo crudo contiene principalmente hidrocarburos, pero también incluye componentes que contienen azufre, nitrógeno, oxígeno y metales. Cada petróleo crudo contiene aproximadamente los mismos tipos de componentes, pero en diferentes proporciones, como afirma Rossini (1960), también contiene partículas coloides, sedimentos y agua (S&W) por sus siglas en inglés (sediment and wáter) o formalmente llamados sedimentos básicos, agua y sólidos (BS&W).

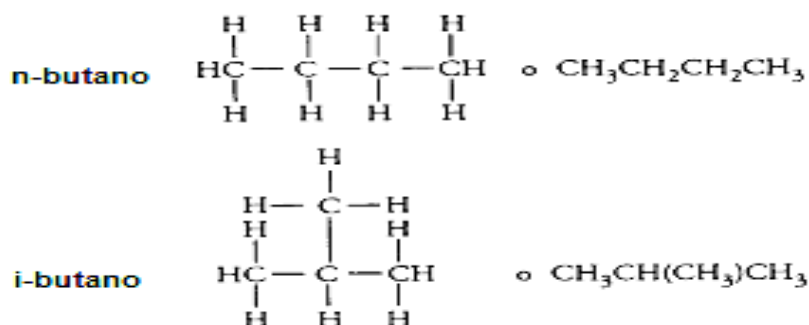
Hidrocarburos. Los tres bloques principales que constituyen los hidrocarburos son cadenas de alquilo o parafinas, los anillos saturados (anillos nafténicos) y los anillos aromáticos (**Tabla 2-3**). Casi todos los componentes en el petróleo crudo están compuestos de estos tres bloques, solos o en combinación.

Los hidrocarburos parafínicos o alifáticos están compuestos de cadenas lineales o ramificadas de átomos de carbono unidos a átomos de hidrógeno teniendo una fórmula general C_nH_{2n+2} , por ejemplos el butano y el isobutano. Obsérvese que ambos n- e i-butano tienen la misma fórmula empírica (C_4H_{10}) y el mismo peso molecular (58.123), por lo que son isómeros. La **Tabla 2-4** muestra como el número de isómeros alifáticos posibles aumenta muy rápidamente a medida que los átomos de carbono aumentan.

Este número abrumador de isómeros posibles confirma lo comentado previamente, que el petróleo crudo contiene cientos de miles de compuestos individuales. Obviamente, la identificación de cada uno es técnicamente imposible y prohibitivamente costosa.

Tabla 2-2. Componentes del petróleo crudo

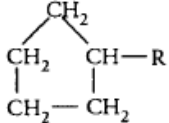
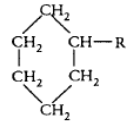
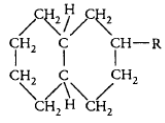
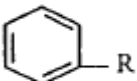
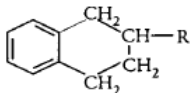
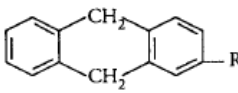
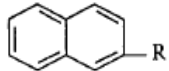
Hidrocarburos	
Parafínicos	— De cadena lineal — De cadena ramificada
Naftenicos	— Alquilo ciclopentanos — Alquilo ciclohexanos
Aromáticos	— Alquilo bencenos — Fluorenos Aromático-Naftenicos — Aromáticos polinucleares
Gases disueltos	— Nitrógeno — Dióxido de Carbono
Compuestos de azufre	— Sulfuro de Hidrogeno — Mercaptanos
Compuestos de Nitrógeno Orgánicos Compuestos de Oxígeno Orgánicos Compuestos Metálicos Orgánicos	
Partículas Coloides	— Asfaltenos — Resinas — Ceras parafínicas
Agua (S & W o BS & W)	— Dulce o salada
Sólidos	— Arena producida — Sarro de tubería, tierra — Productos de corrosión



Los hidrocarburos parafínicos son también llamados alcanos, un alcano con un hidrogeno faltante (de modo que el átomo de carbono involucrado puede enlazarse con otro átomo de carbono) es llamado grupo alquilo y se le asigna el símbolo R. El grupo alquilo más simple es el grupo metilo:



Tabla 2-3. Principales tipos de hidrocarburos en el petróleo crudo aislados por al proyecto API 6

Tipo	Formula	Porcentaje
Hidrocarburos Parafínicos Normales	$\text{CH}_3-\text{CH}_2-\text{R}$	14
Ramificados	$\begin{array}{c} \text{CH}_3 \\ \\ \text{CH}_3-\text{CH}-\text{R} \end{array}$	18
	$\begin{array}{c} \text{CH}_3 \\ \\ \text{CH}_3-\text{CH}_2-\text{CH}-\text{R} \end{array}$	18
Cicloparafinas (Naftenos) Alquilo Ciclopentanos		10
Alquilo Ciclohexanos		6
Bicicloparafinas		5
Aromáticos Alquilobencenos		18
Aromáticos-Cicloparafinas		5
Fluorenos		3
Aromáticos Binucleares		17
Aromáticos Polinucleares Usualmente R es CH_3-	Binucleares pero en anillos mayormente	4

Fuente: Hartch y Matar, 1977

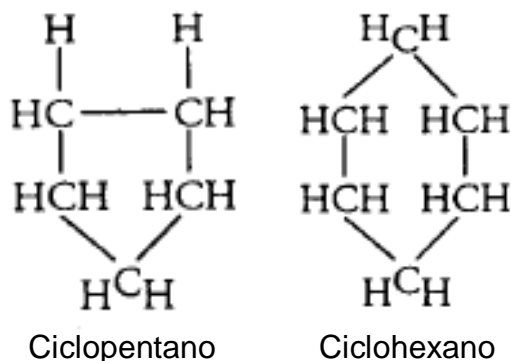
Tabla 2-4. Número de isómeros posibles en Alcanos

Número de átomos de carbono	Número de Isómeros
1 o 2 o 3	1
4	2
5	3
6	5
7	9
8	18
9	35
12	355
15	4,347
18	60,523
25	36,797,588
40	62×10^{12}

Fuente: Nelson, 1958

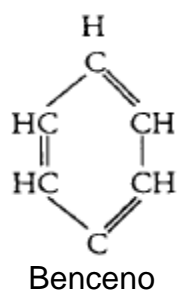
Las cadenas lineales o hidrocarburos parafínicos normales del C1 al C33 se encuentran en el petróleo crudo (Rossini, 1960). La llamada cera parafínica consta de alcanos con número de carbonos de 16 a 20. Las cadenas ramificadas de hidrocarburos se encuentran en el gas y las fracciones de gasolina (esto es, con número de carbonos de 4 a 10). El grupo metilo es la cadena lateral más común y esta enlazada frecuentemente al segundo átomo de carbono en la primera cadena, pero también puede al tercer o cuarto carbono. Los compuestos individualmente ramificados son predominantes, después los doblemente ramificados y por último los triplemente ramificados.

Los naftenos son similares a las parafinas a excepción que las cadenas se cierran al final para formar cinco o seis eslabones. Los miembros básicos de esta familia son el ciclopentano y el ciclohexano.

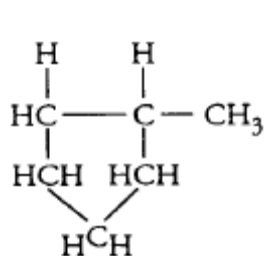


A menudo las ramificaciones alquilo están enlazadas lateralmente, estas son por lo regular grupos metilo y con menor frecuencia grupos alquilo más largos (esto son, etilo y propilo). Muchos compuestos tienen dos o más cadenas ramificadas, como son pequeñas cantidades de bicicloparafinas.

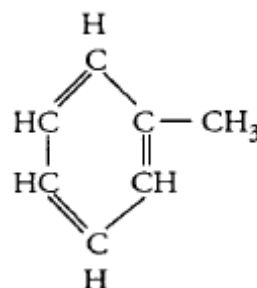
Los hidrocarburos tienen como miembro básico benceno.



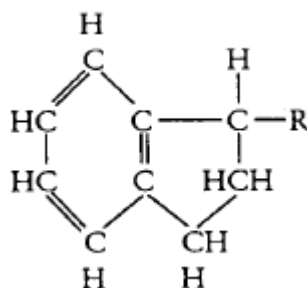
Todas las combinaciones posibles de naftenos, anillos aromáticos y grupos alquilo aparecen en el petróleo, incluyendo las siguientes:



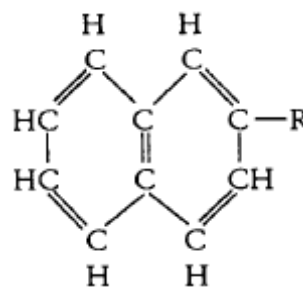
Metilciclopentano



Tolueno



Indenos



Naftalenos

Los hidrocarburos aromáticos tienen altos números de octanaje pero causan problemas a la salud y al medio ambiente; por ejemplo se ha documentado que el benceno es un carcinógeno y un contaminante prioritario. Los aromáticos tienen bajos puntos de inflamación o calentamiento.

La **Tabla 2-3** (atrás Hartch y Matar, 1977) resume los tipos de hidrocarburos aislados de un petróleo crudo de referencia, ésta tabla confirma que las estructuras más grandes se encuentran solas y en todas las combinaciones posibles entre sí. Nelson (1966) remarcó esto en una interesante gráfica del factor de caracterización vs punto de ebullición, y se muestra en la **Figura 2-3**. El factor de caracterización, CF, también llamado UOP K o factor de caracterización de Watson, es definido como la raíz cubica de la temperatura en el punto de ebullición (en grados Rankine) dividida por la densidad específica (γ) del líquido a 60°F (referido al agua a 60°F).

$$CF = \text{UOP K} = \frac{(T_b + 459.67)^{1/3}}{\gamma} @ 60^\circ\text{F}/60^\circ\text{F} \quad (2-1)$$

Donde: T_b = Temperatura de ebullición normal, °F

El UOP K o factor de caracterización no debe ser confundido con el factor K utilizado en los cálculos de equilibrio liquido/vapor, las dos K's son completamente diferentes. Las aplicaciones del factor UOP K se tratarán en el capítulo 4 y 5 para el diseño eléctrico de los equipos de deshidratación y desalado.

Considerando los tres compuestos del C6: n-hexano, ciclohexano y el benceno, cuyos factores de caracterización se muestran en la **Figura 2-3** y en la **Tabla 2-5** como 12.81, 10.98 y 9.72 respectivamente.

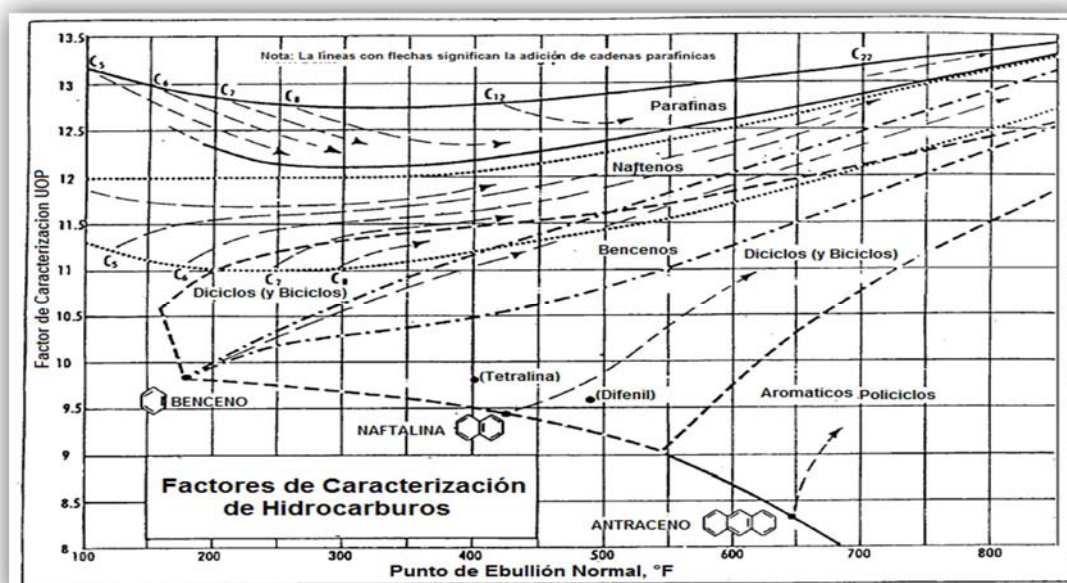


Figura 2-3. Factores de caracterización de hidrocarburos (Nelson, 1966).

Tabla 2-5. Factores de caracterización de hidrocarburos

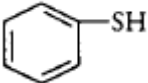
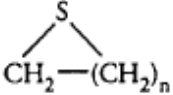
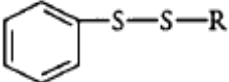

Compuesto	T _b , °F	γ @ 60 °F/60 °F	UOP K
n-Hexano	155.72	0.66383	12.81
Ciclohexano	177.29	0.78347	10.98
Benceno	176.18	0.88448	9.72
2-Metilhexano	194.09	0.68310	12.59
Metilciclohexano	213.68	0.77400	11.11
Tolueno	231.13	0.87190	9.86

Compuestos de azufre. Los compuestos de azufre aparecen hasta cierto punto en todos los petróleos crudos, aunque algunos contienen cantidades muy pequeñas. Los compuestos de azufre son “venenosos” para muchos catalizadores de refinación (por ejemplo, catalizadores de metales nobles) y causan corrosión en equipo de refinación, también oxidan al dióxido de azufre, que es un contaminante atmosférico. La refinación y procesado de crudos altos en azufre es costoso y muy peligrosos, además resulta cumplir su contenido límite en productos refinados y las regulaciones de emisiones al medio ambiente. Otro problema es que el ácido sulfhídrico (H₂S), contenido en estos crudos y/o producido por su procesado, es extremadamente tóxico.

La **Tabla 2-6** (Hartch y Matar, 1977) muestra los tipos de compuestos de azufre presentes en el petróleo crudo y sus derivados. El petróleo crudo es llamado amargo si el H₂S está presente en concentraciones altas de 3,700 ppm por volumen (Hartch y Matar). Independientemente se llama amargo al crudo con porcentaje peso de azufre mayor de 0.5 en las tuberías de transporte. El azufre contenido en el crudo tiende a concentrarse en las fracciones con mayor punto de ebullición, sin embargo los compuestos inflamables de azufre tales como el ácido sulfhídrico y los mercaptanos de bajo peso molecular presentes en los hidrocarburos volátiles debe eliminarse con el procesamiento en campo específico.

Compuestos de Nitrógeno. Los compuestos de nitrógeno están presentes en concentraciones relativamente bajas, usualmente menos de 0.1% del peso como N₂ y como con los compuesto de azufre, el nitrógeno tiende a concentrarse en las fracciones con mayor punto de ebullición. En la **Tabla 2-7** (Hartch and Matar, 1977) se muestran los compuestos de nitrógenos que están presentes en el petróleo crudo., estos pueden envenenar también los catalizadores de metal noble y níquel en el proceso de refinación.

Tabla 2-6. Compuestos de azufre en el petróleo

Tipo	Formula	Ocurrencia
Ácido Sulfhídrico	H_2S	CO, SRP, CP
Mercaptanos Aromáticos	$R-SH$	CO, SRO, CP
Aromáticos		CP
Sulfuros Alifáticos	$R-S-R$	SRP, CP
Cíclicos		SRP, CP
Disulfuros Alifáticos	$R-S-S-R$	SRP
Aromáticos		CP
Polisulfuros	$R-S_n-R$	SRP, CP
Tiofenos y Homólogos		CP

CO= en Petróleo Crudo
 SRP= Producidos camino al
 Tanque de Almacenamiento
 CP= Producidos en el
 Craqueo

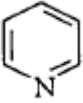
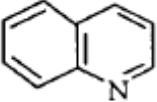
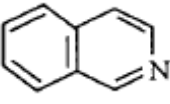
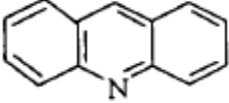

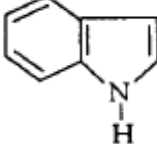
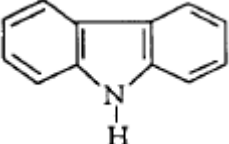
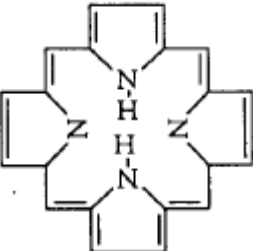
Fuente: Hartch y Matar, 1977

Compuestos de oxígeno. Los tipos de compuestos de oxígeno que están presentes en el petróleo crudo son mostrados en la **Tabla 2-8** (Hartch and Matar, 1977). La mayoría de estos compuestos son ácidos orgánicos, que debido a su acidez pueden ser removidos por neutralización. El oxígeno también puede encontrarse en el crudo como fenoles y ácidos nafténicos tal como se muestra en la **Tabla 2-8**, estos compuestos se encuentran en cantidades considerables y son un fuente importante de materiales para generar agentes tensoactivos (surfactantes).

Compuestos metálicos. Los compuestos metálicos se encuentran presentes en el crudo en dos grupos. El primero son los metales ligeros, que son cationes en la salmuera que acompaña la producción de petróleo crudo, éstos son principalmente sodio con cantidades menores de calcio y magnesio, así como jabones metálicos presentes en el crudo que contienen aniones orgánicos. El

segundo grupo incluye al vanadio, níquel, cobalto y hierro, que están presentes en las fracciones de crudo con mayor punto de ebullición, aparentemente en forma de porfirinas metálicas o compuestos similares. En la **Tabla 2-9** (McCain, 1990) se presenta una estructura de una porfirina.

Tabla 2-7. Compuestos de nitrógeno en el petróleo

Tipo	Estructura
Compuestos básicos de nitrógeno Piridinas	
Quinolinas	
Isoquinolinas	
Acridinas	
Compuestos de nitrógeno no básicos Pirroles	
Indoles	
Carbazoles	
Porfirina	

*Muchos de estos también pueden tener grupos alquilo unidos
Fuente: Hartch y Matar, 1977

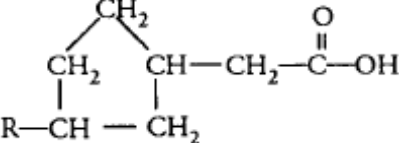
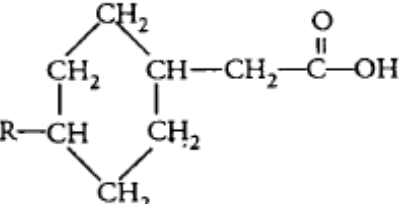
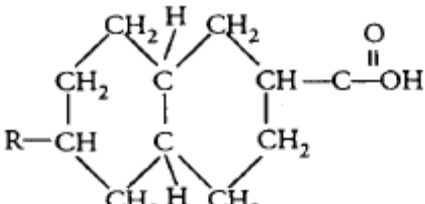
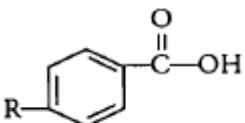
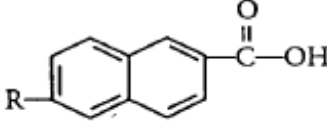
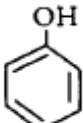
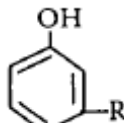
Los compuestos metálicos se concentran en las fracciones pesadas del crudo y tras la combustión de los compuestos de vanadio se forma pentóxido de vanadio (V_2O_5), que cataliza la oxidación de los compuestos de azufre a SO_3 , con un bajo punto de rocío. El pentóxido de vanadio y el óxido de sodio en menor medida atacan los ladrillos refractarios (es un material cerámico que posee una serie de características especiales, lo que permite hacer un gran uso de éste dentro de instalaciones industriales) por la formación de mezclas eutécticas.

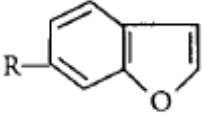
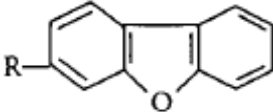
En el proceso de refinación el vanadio y el níquel envenenan los catalizadores de craqueo catalítico, causando pérdida de actividad y un incremento en la formación de coque e hidrógeno.

Partículas en suspensión. Los crudos más que soluciones homogéneas, son sistemas coloidales en las que dos tipos de partículas sólidas compuestas de varias moléculas se encuentran suspendidas en el cuerpo principal de la solución líquida: resinas y asfaltenos. Los asfaltenos permanecen suspendidos en el aceite debido a que están peptizados por las resinas de acuerdo a Leotaritis y Mansoori (1989).

Los asfaltenos contienen compuestos de anillos policíclicos que por definición son solubles en solventes aromáticos e insolubles en solventes parafínicos, pues éstos flocculan los asfaltenos del petróleo crudo. Las resinas también contienen compuestos de anillos policíclicos que (nuevamente por definición) son insolubles en la mayor parte del petróleo crudo pero son solubles en n- parafinas y al contrario de los asfaltenos éstas no son flocculadas. Los asfaltenos se encuentran en mayor cantidad y con tamaños de partícula más grande (10-35 nm), éstos tienden a contener compuestos de oxígeno y azufre, sales orgánicas e inorgánicas y porfirinas (por lo tanto metales). Las resinas son pequeñas (<10 nm) y son principalmente hidrocarburos junto con compuestos de hidrógeno (Newmann et al, 1981). Las resinas y asfaltenos contribuyen a la estabilización de la emulsión en el procesado de campo si se asientan en las interfases (Gonzalez y Travalloni-Louvisse, 1993) y también pueden causar la formación de espuma.

Tabla 2-8. Compuestos de oxígeno en el petróleo

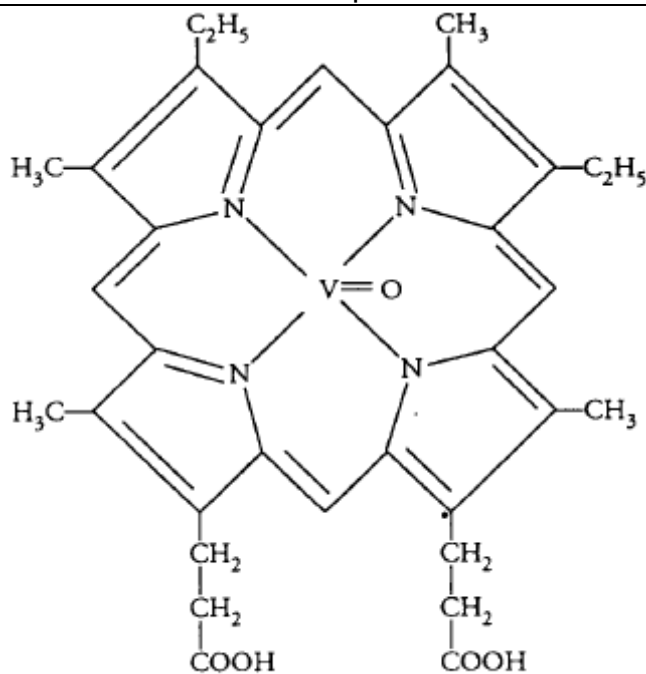
Tipo	Formula
Acido	
Ácidos Carboxílicos Alifáticos	$\text{CH}_3-(\text{CH}_2)_n-\overset{\text{O}}{\parallel}{\text{C}}-\text{OH}$
Ácidos Carboxílicos Alifáticos Ramificados	$\text{CH}_3-(\text{CH}_2)_n-\overset{\text{R}}{\text{CH}}-\overset{\text{O}}{\parallel}{\text{C}}-\text{OH}$
Ácidos Nafténicos Monocíclicos	
Ácidos Nafténicos Bicíclicos	
Ácidos Nafténicos Polinucleares	
Ácidos Aromáticos	
Ácidos Aromáticos Binucleares	
Ácidos Aromáticos Polinucleares	
Fenol	
Cresoles R usualmente es CH ₃ —	
No Ácidos	
Esteres	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_n-\overset{\text{O}}{\parallel}{\text{C}}-\text{O}(\text{CH}_2)_n\text{CH}_3$

Amidas	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_n-\overset{\text{O}}{\parallel}{\text{C}}-\text{NH}(\text{CH}_2)_n\text{CH}_3$
Cetonas	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_n-\overset{\text{O}}{\parallel}{\text{C}}-(\text{CH}_2)_n\text{CH}_3$
Benzofuranos	
Dibenzofuranos	

R es usualmente CH₃—

Fuente: Hartch y Matar, 1977

Tabla 2-9. Estructura típica de las Pofirinas



Complejo de porfirina de Vanadio

Fuente: McCain, 1990

Asfáltenos y parafinas. Es conveniente hacer comentarios sobre los problemas de funcionamiento causados por dos de los componentes del petróleo crudo; llamados asfáltenos y parafinas. Cada uno de estos es una mezcla, pero nos referiremos a ellos de forma colectiva, ambos materiales pueden precipitarse como sólidos durante el manejo de campo del petróleo crudo o incluso en el fondo del pozo. La deposición de tales sólidos puede ser tan significativa que afectan el funcionamiento del equipo de superficie y (en un caso extremo) causan la pérdida de flujo o gran dificultad para comenzar a fluir.

Como se indicó anteriormente, los alfértenos son partículas que son precipitadas o suspendidas en el petróleo crudo por la presencia de resinas, si por alguna razón las resinas son removidas los asfáltenos no se flocularan, sino se agregaran y formarían un depósito (Thawer y colaboradores, 1990). Los cambios en la presión y temperatura del petróleo crudo pueden resultar en evaporación parcial del crudo, cuando esto ocurre la composición de la fase líquida cambia y esto también puede desencadenar la floculación de asfaltenos, aunque la deposición de éstos (si acaso) rara vez es capaz de bloquear el flujo, si puede causar muchos problemas de operación.

Las parafinas contienen hidrocarburos de C16 a C20 que son n-parafinas que tienen puntos de fusión por encima de la temperatura ambiente. La parafina pura es sólido blanquecino, pero puede ser también una pasta, dependiendo de la composición o presencia de aceite líquido. La parafina de deposición causa caída de presión excesiva en las líneas de flujo, si suficiente parafina está presente en el aceite y se cristaliza en una línea de flujo, ésta puede ser taponeada gravemente causando dificultades o incluso imposibilitar la restauración del flujo.

Existen dos factores que pueden causar la deposición de parafina. El primero es simplemente el descenso de la temperatura del petróleo crudo hasta que la parafina sale de la solución, éste fenómeno se predice en el laboratorio a través de la prueba de punto de fluidez (ANSI/ASTMD 97). El segundo, como en el caso de los asfáltenos, la intermitencia en el flujo del petróleo crudo en los equipos puede causar formación de parafina (Carnahan. 1989). Los hidrocarburos ligeros que ayudan a mantener el punto de fluidez del líquido alto o a solubilizar la cera, comúnmente pasan a la fase de vapor preferencialmente y esto cambia la composición del líquido.

NORM. Una preocupación reciente en el procesamiento del petróleo es la presencia de materiales radiactivos de origen natural o NORM (naturally occurring radioactive materials) por sus siglas en inglés (Gray, 1990, 1993). El uranio y el torio están presentes en muchas rocas y sólidos en la corteza terrestre. La mayor fuente de NORM es el uranio 238, que decae radiactivamente a través de una serie de reacciones. Las aguas subterráneas pueden disolver sales de radio soluble (por ejemplo RaCl_2) y traerlas a la superficie, mientras que los elementos primarios del radio el U-238 y Th-232 que son menos solubles permanecen en la formación. Los coprecipitados de radio con sulfatos de bario y estroncio se incrustan en la tubería, estas incrustaciones radioactivas pueden contaminar la tubería de fondo, los lodos procedentes de instalaciones de perforación, el equipo de procesamiento y de transporte, las presas de lodo, los elementos de filtrado, equipo de reinyección o eliminación de salmuera, suelos y lugares de remoción de

tubería a gran escala. En el gas natural el radón es la fuente de contaminación por NORM. (Ver Gray (1990, 1993 para más detalles). El boletín API E” (1992) analiza a detalle los NORM.

Arsénico y mercurio. El arsénico y el mercurio son dos elementos presentes en la naturaleza que han provocado problemas en la industria del gas natural. Se deduce que estos materiales causan también problemas en el procesamiento de petróleo crudo, como lo declara un reporte reciente, en donde estos materiales pueden causar corrosión y envenenamiento catalítico (Sarrazin y colaboradores).

2.4 MUESTREO Y ANÁLISIS DEL PETRÓLEO CRUDO

Ahora se describirán los métodos de análisis del petróleo crudo, ya que para el procesamiento de éste, se requiere de algunos cálculos para la cuantificación composicional. Sin embargo, el mejor análisis es obviamente inútil si la muestra examinada no es realmente representativa, por lo tanto el muestreo es estudiado primero.

2.4.1 Muestreo

Hablaremos de dos tipos de muestreo. El primero es el muestreo de un fluido del yacimiento que es utilizado en métodos de simulación matemática para predecir el comportamiento de los fluidos tanto en la superficie como en el yacimiento. El segundo tipo es el muestreo de rutina de aceite producido para transferencia de custodia.

Moses (1986) indica el importante hecho que una vez que la presión en un yacimiento desciende por debajo del punto de burbuja inicial o del punto de rocío, la muestra de fluido ya no será representativa del fluido original del yacimiento, por lo tanto, las muestras de fluidos del yacimiento deberán ser tomadas antes de que la presión del yacimiento haya experimentado una declinación significativa.

Reudelhuber (1954a, 1954b, 1957) trata dos tipos de muestreo del yacimiento: superficial y subsuperficial. El muestreo subsuperficial involucra la utilización de un recipiente muestreador colocado en la parte inferior de la sarta de tubería frente a los disparos (es decir, en la zona productora). El muestreo de superficie consiste en tomar muestras de vapor y líquido por separado y recombinarlas en el laboratorio.

En el muestreo subsuperficial, la condición del yacimiento es muy importante, ya que si el yacimiento es saturado (el caso usual), entonces el flujo

hacia el pozo causa que la presión de saturación cerca de él sea menor y el gas se libere, también la diferencia en permeabilidad provoca que el fluido que viaja hacia el pozo sea un poco diferente al fluido original del yacimiento. Al tener en cuenta este efecto que no puede ser evitado, Reudelhuber recomienda que el pozo fluya a una tasa muy baja de 24 a 72 horas y luego cerrar de 24 a 72 horas antes de tomar una muestra subsuperficial.

El muestreo superficial para un yacimiento saturado es aún más difícil, ya que si las muestras de gas y líquido son recombinadas en la proporción incorrecta, la presión de burbuja de la muestra combinada podría ser mayor que en el yacimiento, Reudelhuber en este caso propone que la correcta RGA utilizada para recombinar muestras es aquella que da la presión de burbuja igual a la presión de yacimiento. Para yacimientos bajo saturados, la situación es mejor, pero todavía debe tenerse cuidado que la caída presión hacia el pozo sea suficientemente baja para evitar reducciones excesivas.

Parrott (1991) describió una técnica efectiva para muestrear petróleo crudo para transferencia de custodia, en donde muestras pequeñas son tomadas de vez en cuando con el fin de obtener una muestra global, representativa del aceite total transferido. Parrott señaló una dificultad muy importante en tal sistema, ya las muestras se analizan para obtener el contenido de sal y agua, el resultado de ello permite calcular el flujo de aceite real a partir de flujo total medido, el problema es que el flujo de las dos fases agua y aceite no ocurre en un patrón homogéneo, incluso si toda el agua está en gotas suspendidas, por lo que se recomienda utilizar un mezclador estático seguido por una tubería de corriente retrograda. Las muestras se toman de este último, en vez de tomarlas de la tubería de corriente directa o como alternativa se puede utilizar el muestreo en la bomba.

La frecuencia o la cantidad de muestreo a menudo no refleja el flujo relativo de aceite en el momento que la muestra se toma, por ello Parrott empleó un dispositivo de relevo para regular la frecuencia de muestreo, además desarrollo recomendaciones muy útiles para la recepción y verificación de muestras.

2.4.2 Análisis del petróleo crudo

El petróleo es una mezcla compleja de cientos de miles de hidrocarburos y compuestos afines, que para ser caracterizado se deben utilizar métodos simplificados. Para el presente estudio, la composición del petróleo crudo es analizada en términos de las tres principales necesidades para su caracterización:

- Análisis del crudo
- Simulación de yacimientos, y
- Procesamiento en superficie

Análisis del Crudo. Los ingenieros de refinación deben evaluar el rendimiento de los distintos cortes o productos obtenidos de un petróleo crudo en orden para determinar cómo el aceite será procesado en una refinería para producir los numerosos productos comercializables, para ello se utilizan complicados modelos computacionales de refinación. Estos modelos demandan un análisis bastante completo del aceite.

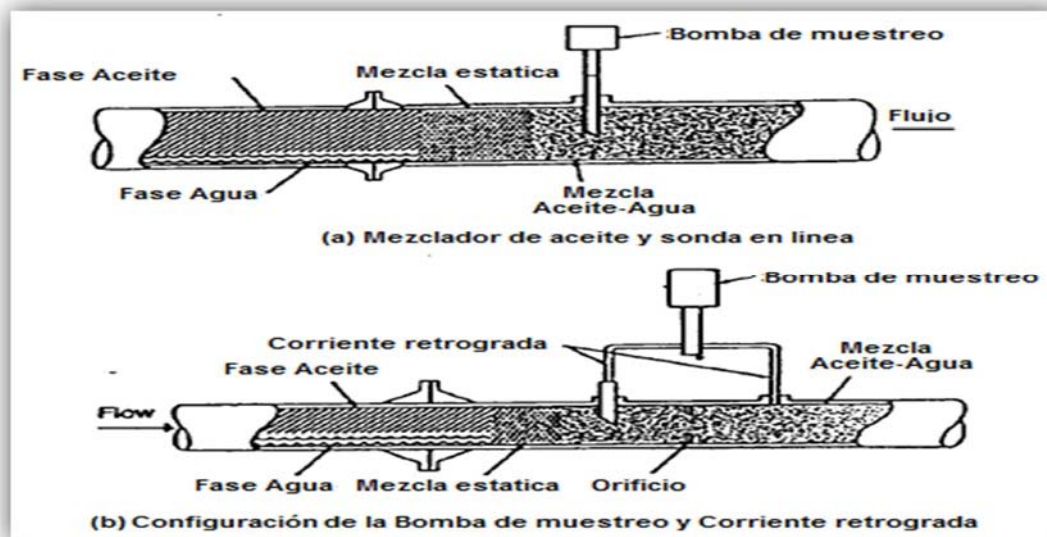


Figura 2-4. Sistemas de muestreo de petróleo crudo (Parrott, 1991).

Las compañías utilizan modelos analíticos para estimar los rendimientos del petróleo que varían en cierta medida, pero la mayoría implican una combinación de dos métodos analíticos, es decir, cromatografía de gases y destilación de punto de ebullición verdadero o TBP (por sus siglas en inglés, true boiling point). La cromatografía es utilizada para determinar el contenido de metano e

hidrocarburos ligeros a través de pentanos o hexanos. La destilación de punto de ebullición verdadero es utilizada para determinar los hidrocarburos pesados en términos de un gráfico de temperatura contra por ciento volumen destilado.

Se podría suponer que un método estándar habría sido desarrollado en la industria para una herramienta tan importante como es un análisis de crudo, sin embargo este no es el caso (Vercier y Mouton, 1979), existe una gran variedad de métodos utilizados por las compañías importantes, éstos se describen en la **Tabla 2-10**:

Tabla 2-10. Métodos para el análisis de petróleo crudo	
Campana	Referencia
Total	Vercier y Mouton (1979)
OeMV A.G.	Csoklich y colaboradores (1983)
Chevron	O'Donnell (1983)
Exxon	McNelis (1983)
Gulf	Wampler y Kirk (1983)
Texaco	Nelson y colaboradores (1983)
Phillips	McCleskey y Joffe (1983)

Un análisis TBP se realiza en una columna de destilación diferencial con un gran número de etapas teóricas a una alta relación de reflujo (es decir, la relación de condensado líquido destilado que regresó a la parte superior de la columna, entre lo que se extrajo como producto de la destilación). La destilación que se ha denominado destilación 15-5 (McNelis, 1983), debido a la utilización de aproximadamente 15 etapas teóricas equivalentes a una relación de reflujo de 5:1, es decir, el cambio en la muestra es de: 5 a 1 litros.

En la destilación TBP descrita en el método ASTM D 2892, la fase a la presión atmosférica del TBP deberá ser interrumpida cuando la temperatura del vaso del destilador se acerque a la temperatura de craqueo (aproximadamente 590 °F), la mezcla se enfriará y luego el TBP continuará a la presión reducida (de 2 a 10 mmHg). La temperatura en la fase de vacío es constante y la presión deberá ser de 760 mmHg, para después elevar la temperatura en la fase atmosférica hasta 900-950 °F.

La destilación TBP es extremadamente lenta y costosa, aunque puede ser sustituida (Vercier and Mouton, 1979), para ello se recurre a una prueba suplente para determinar la distribución del rango de ebullición por una cromatografía de gases (ASTM D 2887). Este procedimiento requiere una muestra mucho más pequeña, que es inyectada a un gasto bajo, en un cromatógrafo de gas a una temperatura programada. La producción máxima acumulada es registrada como

una función del tiempo y el resultado se convierte a temperatura contra porcentaje destilado usando una curva de calibración generada de hidrocarburos estándar. Estos cálculos son realizados por una micro computadora conectada al cromatógrafo, con reportes impresos inmediatamente, por lo que el tiempo de análisis por prueba toma pocos minutos.

Como se dijo anteriormente, los gases e hidrocarburos de C5, C6 y posiblemente C8 son determinados en un análisis cromatográfico por separado como compuestos individuales o componentes reales., en donde el material de ebullición mayor está representado por rangos de puntos de ebullición o por pseudo-componentes. Por ejemplo, el volumen de un material destilado de 300 a 330 °F es determinado del TBP y el componente está representado en el análisis cromatográfico por su punto medio de ebullición, 315°F.

Una propiedad adicional, tal como la densidad específica, es necesaria para caracterizar mejor estos puntos de ebullición o pseudo-componentes. La destilación TBP tiene una ventaja sobre la cromatografía ya que las muestras pueden ser recolectadas y la densidad específica medida.

Simulación de yacimientos. Para los cálculos del yacimiento es necesaria la representación más completa de la composición del petróleo crudo; para ello es esencial, evaluar la calidad del análisis y la apropiada caracterización de las fracciones de alta ebullición. Por lo anterior, se ha hecho una gran cantidad de trabajos sobre la manera de representar exactamente la llamada fracción C7+ para los cálculos de equilibrio de fase que son requeridos en la simulación de yacimientos, los trabajos más recientes incluyen el de Pedersen y sus colaboradores, Wu y Fish y Chorn y Mansoori (1989).

Procesamiento en superficie. Para el procesamiento en superficie, la necesidad de un análisis es proporcionar una composición para los cálculos de propiedades termodinámicas, incluyendo densidad, entalpía y la relación de equilibrio de fase (valores de K). Los cálculos de equilibrio de fase son utilizados para predecir las cantidades de gas y líquido que fluyen de un separador o cualquier punto en una tubería para los cálculos de la caída de presión. Las densidades son necesarias para dimensionar separadores, tuberías y otros equipos. Las entalpías y entropías son necesarias para predecir los requerimientos de energía y compresión.

El problema básico en los cálculos del procesamiento en campo es la representación de la fracción C7+, pues para la mayoría de los cálculos de equilibrio de fase, el número de componentes de C7+ utilizados no es tan crítico

como para la simulación de yacimientos, por lo que en muchos casos un solo componente de C7+ es suficiente para predicciones razonables. Éste punto de vista es controvertido pero está basado en lo siguiente:

1. La representación de los separadores como perfectos separadores de fases y tuberías que tienen flujo homogéneo en equilibrio de fase es errónea.
2. Los métodos de cálculo de la caída de presión para dos fases son mejor aproximados (más o menos 10 o 20 por ciento).
3. Las cantidades de vapor calculadas en un separador o líneas de flujo depende principalmente de la composición de los componentes presentes de baja ebullición.
4. El fluido que está o estará fluyendo en el equipo será modelado probablemente sin tener la composición que se utiliza en los cálculos.

Así, para el procesamiento de campo de petróleo crudo, una representación moderadamente exacta de un petróleo crudo, es probablemente adecuada para la mayoría de los propósitos.

2.5 ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO

Las especificaciones del petróleo crudo para transporte en tuberías son relativamente mínimas y simples, los expedidores deben presentar un análisis del petróleo crudo a petición del transportista. Los análisis de laboratorio incluyen densidad en °API, la presión de vapor Reid, punto de fluidez, contenido de agua y sedimentos, contenido de sal, contenido de azufre y ácido sulfhídrico. Por supuesto, una compañía que compra petróleo crudo debe tener toda la información necesaria para evaluar el crudo en su modelo de simulación de refinación y esto inicialmente requerirá un análisis composicional completo apropiado para el modelo. Sin embargo, para transferencia de custodia las especificaciones pueden incluir densidad en °API, agua y sedimentos (es decir, las propiedades necesarias para calcular el flujo de aceite del flujo total medido). Por ejemplo, la **Tabla 2-11** resume las especificaciones usuales para el transporte de petróleo crudo de Texas y Oklahoma.

Si el petróleo crudo no es medido a partir de un tanque de almacenamiento atmosférico, se puede especificar su presión de vapor y si éste se tiende a congelar, se puede requerir un punto de fluidez. Así mismo, si el contenido de agua se mantiene como un factor crítico y una determinación de agua más sofisticada puede ser necesaria. La **Tabla 2-12** presenta una lista completa de pruebas para componentes potenciales o propiedades del petróleos crudo.

Tabla 2-11. Especificaciones usuales para el transporte de petróleo

El expedidor debe proporcionar análisis el transporte	
S&W	< 10 % peso
Punto de Fluidez	> 50 °F
Crudo amargo	> 0.5 % peso de azufre (ASTM D 1552 o D 129)
PVR	< 9.5 psia (a 100 °F)
Crudo Dulce	< 0.5 % peso de azufre (ASTM D 1552 o D 129)
PVR	< 8.0 A 10.0 psia (a 100 °F)
Viscosidad	< 325 <u>SSU</u> a 60 °F

Durante el desarrollo temprano de la industria del petróleo, las mediciones científicas en el campo fueron bastante primitivas, sin embargo, el negocio del procesamiento de crudo tuvo que avanzar, como resultado se desarrollaron pruebas simples ideadas para caracterizar el aceite y sus productos, es decir, pruebas empíricas que debían ser transportadas fuera del campo por personal inexperto y muchas de estas pruebas todavía se utilizan y otras han sido remplazadas por modelos más sofisticados.

En los Estados Unidos, las cuatro pruebas en el petróleo para manejo de campo son especificadas cuidadosamente y documentadas por la Sociedad Estadounidense para Pruebas y Materiales (ASTM, por sus siglas en inglés), el Instituto Americano del Petróleo (API), Instituto Nacional Americano de Estándares (ANSI): densidad en °API, sedimentos y agua (S&W), presión de vapor Reid (PVR) y punto de fluidez. La referencia debe ser hecha a la última versión de los manuales ASTM o al Manual Normas de Medición de Petróleo API para los procedimientos y acabados actuales, que deben ser respetados rigurosamente para que la prueba tenga sentido (ya que muchas de las pruebas son empíricas).

Los números de las pruebas ASTM llevan por prefijo la letra D, seguidos de un número que indica la prueba individual, un guión y un número indicando el último año de revisión de la prueba. Por ejemplo, ASTM D 287-78 se refiere a la prueba de densidad específica por hidrómetro como última revisión en 1978. En la **Tabla 2-12**, el año de revisión será omitido porque éste cambia cada vez que el procedimiento de prueba es revisado o reafirmado, pero la designación principal sigue siendo la misma.

Tabla 2-12, Pruebas para componentes potenciales o propiedades de las corrientes de petróleo crudo

densidad:

ASTM D 287. Densidad API del petróleo crudo y productos del petróleo (Norma API 2544)

ASTM 1298. Densidad, Densidad Relativa (densidad específica) o Densidad API del petróleo crudo y productos líquidos del petróleo por el método del Hidrómetro (Manual Normas de Medición de Petróleo API, Cap. 9.1)

ASTM D 4052 Densidad y Densidad relativa del líquido por Densímetro Digital.

Distribución de Hidrocarburos:

ASTM D 86. Productos de la destilación de petróleo

ASTM 2892. Destilación de petróleo crudo (15 columnas de platos teóricos)
Cromatografía del Gas: Destilación simulada

Cromatografía del Gas: Análisis de componentes livianos.

Compuestos Organoclorados (Hidrocarburos Halogenados, Solventes, Policlorobifenilos, Agentes Desengrasantes):

ASTM D 4929. Determinación de Cloruro Orgánico contenido en el petróleo crudo.

EPA Método 8080. Pesticidas Organoclorados y Policlorobifenilos

Cromatografía del Gas con ya sea un sensor Hall o un detector de captura de electrones.

Metales (Hierro, Níquel, Vanadio, Arsénico, Mercurio, Sodio, Bario, Calcio, Plomo, Litio, Magnesio, Molibdeno, Fosforo, Zinc):

Espectroscopia de Absorción Atómica

Método EPA 3040

Plasma de Acoplamiento Inductivo – Espectroscopia de Emisión Atómica.

Fluorescencia de Rayos X por Longitud de Onda Dispersiva.

Número de Neutralización:

ASTM D 664. El índice de acidez de los productos del Petróleo por valoración potenciométrica

Sal:

ASTM D 323. Sal en el Crudo (Método Electrométrico)

Sedimentos y/o Agua:

ASTM D 96. Sedimentos y agua en Petróleos crudos por Método centrifugo (Manual Normas de Medición de Petróleo API, Cap. 10.1)

ASTM D 473 Sedimentos en Petróleos crudos y aceites combustibles por Método de Extracción (Manual Normas de Medición de Petróleo API, Cap. 10.1)

ASTM 4006. Agua en Petróleo crudo por Destilación (Manual Normas de Medición de Petróleo API, Cap. 10.2)

ASTM 4007 Agua y sedimentos en Petróleos crudos por el Método Centrifugo (Método de laboratorio) (Manual Normas de Medición de Petróleo API, Cap. 10.3)

ASTM D 4928. Agua en Petróleos crudos por valoración Karl Fischer (Manual Normas de Medición de Petróleo API, Cap. 10.8)

Azufre:

ASTM D 129. Azufre en Productos de Petróleo (Método General de Bomba)

ASTM D 1552. Azufre en Productos de Petróleo (Método de Alta Temperatura)

ASTM D 2622. Azufre en Productos de Petróleo (Método Espectrográfico de Rayos-X)

Fluorescencia de Rayos-X de Energía Dispersiva.

Surfactantes (Mejoradores de Flujo):

Descripción de Campo- Espectrometría Másica

Consumo de Agua

Presión de Vapor:

ASTM D 323. Presión de Vapor de Productos de petróleo (Método de Reid)

Fuente: API, 1993.

REFERENCIAS

- Manning, Francis S. y Thompson Richard E., Ph.D., P.E. 1995. Oilfield Processing. Crude oil. Vol. 2. Tulsa: PennWell Publishing Company.
- API (1992), "Bulletin on Management of Naturally Occurring Radioactive Wastes (NORM)," Bulletin E2, American Petroleum Institute, 1220 L Street, N.W., Washington, DC 20005, April 1, 1st ed.
- API (1993), "Protecting Crude Oil Quality," Report of Ad Hoc Task Force, Pipeline Office, American Petroleum Institute, 1120 L Street, N.W., Washington, DC 20005.
- ASTM (1979), Method ANSI/ASTM D 96, "Water and Sediments in Crude Oil", American Society for Testing and Materials, 1916 Race Street, Philadelphia, PA 19103.
- ASTM (1979), Method ANSI/ASTM D 97, "Pour Point of Petroleum Oils," American Society for Testing and Materials, 1916 Race Street, Philadelphia, PA 19103.
- ASTM (1982), Method ANSI/ASTM D 323, "Vapor Pressure of Petroleum Products (Reid Method)", American Society for Testing and Materials, 1916 Race Street, Philadelphia, PA 19103.
- ASTM (1979), Method ANSI/ASTM D 1298, "Density, Specific Gravity, or API Gravity of Crude Petroleum and Liquid Petroleum Products by Hydrometer Method (International Version)," American Society for Testing and Materials, 1916 Race Street, Philadelphia, PA 19103.
- Carnahan, N. F. (1989), "Paraffin Deposition in Petroleum Production", Journal of Petroleum Technology, Vol. 41, No. 11, pp. 1024 – 1025, 1106, (October).
- Chorn, L. G. and G. A. Mansoori, ed.,(1989), C7+ Fraction Characterization, Taylor & Francis New York Inc., New York.
- Csoklich, B. Ebner, and R. Schenz (1983), "Modern Crude-Oil Assay Practices: Austria's OeMV," Oil & Gas Journal, Vol. 81, No. 12, pp. 86 -89, (March 21).
- Dowd, W. T., and V. A. Kuuskraa (1988), "A Technical and Economic Assessment of Domestic Heavy Oil. Final Report," DOE Report, DOE/BC/10840-1.
- Gonzales, G. and A. M. Travalloni-Louvisse (1993), "Adsorption of Asphatenes and Its Effect on Oil Production," SPE Production & Facilities, Vol. 8, No. 2, pp. 91- 95, (May).
- Gray, P. (1990), "Radioactive Materials Could Pose Problems for the Gas Industry." Oil & Gas Journal, Vol. 88, No. 27, pp. 45-48, (June 25).
- Gray P. (1993), "NORM Contamination in the Petroleum Industry," Journal of Petroleum Technology, Vol. 45, No. 1, pp. 12 – 16, (January).
- Hartch, Lewis F. and Sami Matar, (1977) "From Hydrocarbons to Petrochemicals, Part 2", Hydrocarbon Processing, Vol. 56, No. 6, pp. 189 - 194, (June).

- Leontaritis, K. J., and G. A. Manssori (1989), "Fast Crude-Oil Heavy-Component Characterization Using Combination of ASTM, HPLC, and GPC Methods", *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Vol. 2, pp. 1 -12.
- McCain, William D., Jr. (1990), *The Properties of Petroleum Fluids*, 2nd ed., Penn Well Publishing Co., Tulsa, OK.
- McClesky, Greer, and Basil L. Joffe (1983), "Modern Crude-Oil Assay Practices: Phillips Petroleum Co.," *Oil & Gas Journal*, Vol. 81, No. 12, pp. 124 – 127, (March 21).
- McNelis, Frank P. (1983), *Modern Crude-Oil Assay Practices: Exxon Organizations,* *Oil & Gas Journal*, Vol. 81, No. 12, pp. 94 – 97, (March 21).
- Moses, Phillip L. (1986), "Engineering Applications of Phase Behavior of Crude Oil and Condensate Systems", *Journal of Petroleum Technology*, Vol. 38, No. 8, pp. 715 – 723, (July).
- Nelson, W. L. (1958), *Petroleum Refiney Engineering*, 4th ed., McGraw-Hill Book Co., New York, NY.
- Nelson W. L., (1966), "Questions on Technology. What Are CF's of Hydrocarbons?" *Oil & Gas Journal*, Vol. 64, No. 38, pp. 121 – 122, (September 19).
- Nelson, G. V., G. R. Schierberg, and A. Sequeria (1983), "Modern Crude-Oil Assay Practices: The Texaco System," *Oil & Gas Journal*, Vol. 81, No. 12, pp. 108 -120, (March 21).
- Newmann, Hans-Joachim, Barbara Pacznska-Lahme, and Dieter Severin (1981), *Composition and Properties of Petroleum*, Halsted Press, New York.
- O'Donnell, R. J. (1983), "Modern Crude-Oil Assay Practices: Standard Oil Co. of California. Of California," *Oil & Gas Journal*, Vol. 81, No. 12, pp. 90-92 (march 21).
- Parrott K. S. (1991), "Better Crude Oil Sample Systems", *Hydrocarbon Processing*, Vol. 70, No. 3, pp. 63-65, (March).
- Pedersen, K. S., A. L. Blilie, and K. K. Meisingset (1992), "PVT Calculations on Petroleum Reservoir Fluids Using Measured and Estimated Compositional Data For the Plus Fraction", *Ind. Ng. Chem. Res.*, Vol. 31, No. 5, pp. 1378-1384.
- Penick, Dudley P. (1983), "Factors to Use in Dealing With North Sea Gas", *Oil & Gas Journal*, Vol. 81, No. 25, pp. 114-10, (June 20).
- Reudelhuber, F. O. (1954a), "Separator Sampling of Gas-Condensate Reservoirs", *Oil & Gas Journal*, Vol. 53, No. 7, pp. 138-140, (June 21).
- Reudelhuber, F. O. (1954b), "Better Separator Sampling of Crude-Oil Reservoirs", *Oil & Gas Journal*, Vol. 53, No. 27, pp. 181-183, November 8).
- Reudelhuber, F. O. (1957), "Sampling Procedures for Oil Reservoir Fields", *Journal of Petroleum Technology*. Vol. 9, No 12, pp. 15-18, (December).
- Rossini, Frederick (1960), "Hydrocarbons in Petroleum", *Journal of Chemical Education*, Vol. 37, No. 11, pp. 554-561, (November).
- Sarrazin, P., C. J. Cameron, Y. Barthel, and M. E. Morrison (1993), "Processes Prevent Detrimental Effects from As and Hg in Feedstocks", *Oil & Gas Journal*, Vol. 91, No. 4, pp. 86-90, (January 25).

- Thawer. R., D. C. A. Nicoll, and G. Dick (1990), "Asphaltene Deposition in Production Facilities", SPE Production Engineering, Vol. 5, No. 4, pp. 475-480, (November).
- Vercier, Paul and Marcel Mouton (1979), "Standard Laboratory Crude Distillation Method Needed", Oil & Gas Journal, Vol. 77, No. 38, pp. 121-126, (Sept. 17).
- Wampler, R. J. and E. L. Kirk (1983), "Modern Crude-Oil Assay Practices: Gulf Companies", Oil & Gas Journal, Vol. 81, No. 12, pp. 98-104, (March 21).
- Wu. R. S., and R. M. Fish (1989), "C7+ Characterization for Fluid Properties Predictions", Journal of Canadian Petroleum Technology, Vol. 28, No. 4, pp. 112-117, (July-August).

CAPÍTULO III

3. ESTABILIZACIÓN DEL PETRÓLEO CRUDO

3.1 INTRODUCCIÓN

Una mala separación o una estabilización incompleta del petróleo crudo, traen como consecuencia pérdidas volumétricas y sanciones económicas por no cumplir con los parámetros establecidos, es por eso que en las últimas décadas, la estabilización ha cobrado mucha importancia dentro de la línea del negocio de producción, distribución y comercialización de la industria petrolera.

Dentro de la literatura encontramos algunas definiciones sobre la estabilización de crudo:

Estabilización de crudo: es el proceso donde se deben quitar o remover las fracciones ligeras de la corriente de petróleo crudo para no ventear a la atmósfera (Wuotto, 2008).

La estabilización del petróleo crudo o de condensado es la eliminación de componentes ligeros de un hidrocarburo líquido para bajar su presión de vapor a un nivel deseado (Stewart y Arnold, 2009).

Estabilización de condensado: Condensado que se ha estabilizado a una presión de vapor definida en un sistema de fraccionamiento (Petroleum Extension, pag.241).

Estabilizador: 1. un recipiente en el que los vapores de hidrocarburos se separan de los líquidos. 2. Un sistema de fraccionamiento que reduce la presión de vapor de modo que el líquido resultante es menos volátil (Petroleum Extension, pag.241), ver **Figura 3-1**.

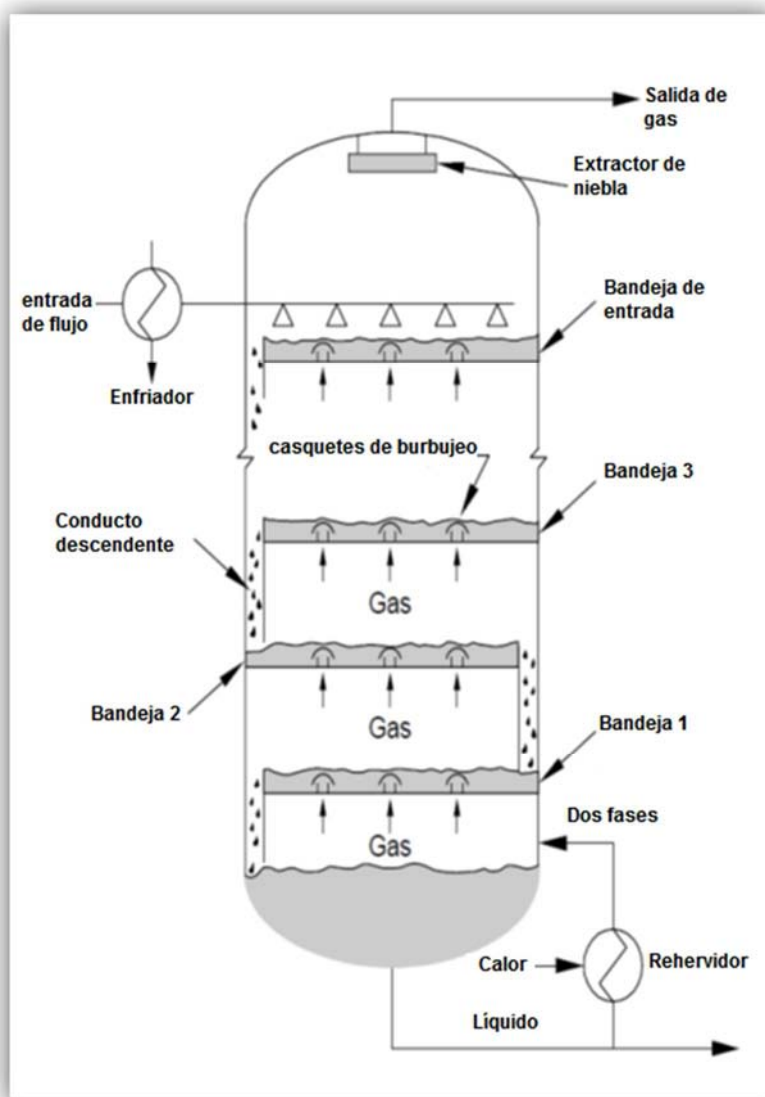


Figura 3-1. Esquema de una torre estabilizadora (Ken Arnold, 2009).

El gas disuelto en el petróleo crudo que proviene de los pozos debe ser removido para satisfacer las condiciones de manejo en la tubería, almacenamiento, o buque tanque según las especificaciones de presión de vapor Reid (PVR). Cuando el aceite está esencialmente libre de gas natural disuelto, o "muerto", entonces puede ser almacenado en un tanque ventilado a la presión atmosférica, por supuesto, sujeto a las regulaciones de emisiones. La presencia de los hidrocarburos más volátiles (C1, C2, C3, etc.) aumenta dramáticamente la PVR y la eliminación de estos componentes de gas natural disueltos se denomina estabilización de petróleo crudo.

La presión de vapor Reid se ajusta usualmente en el rango de 10-12 psia (70 a 82 kPa), que generalmente produce una presión verdadera de vapor (TVP) o, más correctamente, una presión de burbuja a 100 °F de valor un poco más alto, 13-15 psia. Como se ha señalado, otras especificaciones importantes que se deben cumplir son contenido BS&W y H₂S. Las especificaciones de sulfuro de hidrógeno están por lo general en el rango de 10 a 60 ppm (Moins, 1980b). A continuación se describen algunas consideraciones sobre la presión de vapor Reid

✓ **Presión de vapor Reid**

Las presiones de vapor Reid (PVR por sus siglas en inglés) se indican en ocasiones por parte de compradores del crudo, sobre todo si el crudo se va a transportar en camiones cisterna o camión antes de llegar a una planta de procesamiento. Los compradores especifican PVR bajas para que no tengan que pagar por los componentes ligeros en el líquido, que se pierden debido a la intemperie.

La PVR se utiliza para caracterizar la volatilidad de las gasolinas y petróleos crudos, por lo que la PVR de una mezcla se determina experimentalmente de acuerdo con un procedimiento estandarizado por la Sociedad Estadounidense para Pruebas y Materiales (ASTM) a 100 °F (37.8 °C). Una muestra se coloca en un recipiente tal que la relación del volumen de vapor con el volumen de líquido es de 4 a 1. La presión absoluta en 100 °F (37.8 °C) en el recipiente es la PVR para la mezcla (Wuotto, 2008).

Dado que una parte del líquido se ha vaporizado para llenar el espacio de vapor, el líquido ha perdido algunos de los componentes más ligeros. Esto cambia eficazmente la composición del líquido y por lo tanto produce una presión de vapor ligeramente inferior a la presión verdadera de vapor del líquido en su composición original. Los sistemas de estabilización del crudo pueden ser diseñados para cumplir con los requisitos de la PVR de una mezcla, entonces, es ligeramente inferior a la presión de vapor verdadera de la mezcla a 100 °F (37.8 °C). Podemos encontrar en manuales como es el de la Asociación de Proveedores de Procesadores de Gas (Gas Processors Suppliers Association, GPSA), que da la presión verdadera de vapor aproximada para gasolinas y petróleos crudos de su PVR a diversas temperaturas (Stewart y Arnold, 2009).

La separación en el estabilizador debe estar diseñada para producir una mezcla con una presión de vapor verdadera en 100 °F (37.8°C) igual al requisito de PVR. Esto dará lugar a un producto de fondo con una PVR ligeramente por debajo de la PVR necesaria (Stewart y Arnold, 2009).

Los crudos amargos contienen compuestos de azufre en sulfuro de hidrógeno en general y en particular. La estabilización también debe eliminar los compuestos volátiles de azufre para satisfacer las ventas o las especificaciones de transporte.

El objetivo económico de estabilización es maximizar la recuperación de petróleo en el tanque de almacenamiento mientras cumplan con las especificaciones de presión de vapor y de contenido de H₂S, así como BS&W. Los butanos aumentan la presión de vapor del petróleo crudo considerablemente, ya que las verdaderas presiones de vapor de i-C₄ y n-C₄ son 72.6 y 52.1 psia, respectivamente. El control del contenido de butano lo controla la PVR y TVP (Manning, 1995).

Mientras que el objetivo técnico de la estabilización es eliminar C₁, C₂ y C₃ tanto como sea posible, dejando las cantidades máximas de C₄ (y C₅ y más pesado) en el petróleo crudo (Manning, 1995).

El petróleo crudo se puede estabilizar mediante el paso a través de una serie de tambores flash o recipientes separadores de vapor-líquido a presiones sucesivamente inferiores como se muestra en la **Figura 3-2**. Las torres de bandejas con recalentadores, alternativamente o en combinación con separadores, se utilizan también, aunque con menos frecuencia se muestra en la **Figura 3-3**.

Se utilizan varios métodos para eliminar los componentes ligeros de hidrocarburos líquidos, con la separación de la etapa siendo las más comunes antes de que el petróleo entre en un tanque de almacenamiento o de la tubería. Aunque la separación seguida por intemperie en un tanque de almacenamiento no es el método más eficiente de la estabilización, a menudo es el método más económico. Un estabilizador puede lograr un producto de especificación estable con una recuperación más alta, pero en consecuencia con alta inversión de capital y costos de operación. También se necesita espacio adicional para un estabilizador, si bien esto puede no ser un factor para aplicaciones en tierra, a menudo es una consideración importante para una instalación en el mar (Stewart y Arnold, 2009).

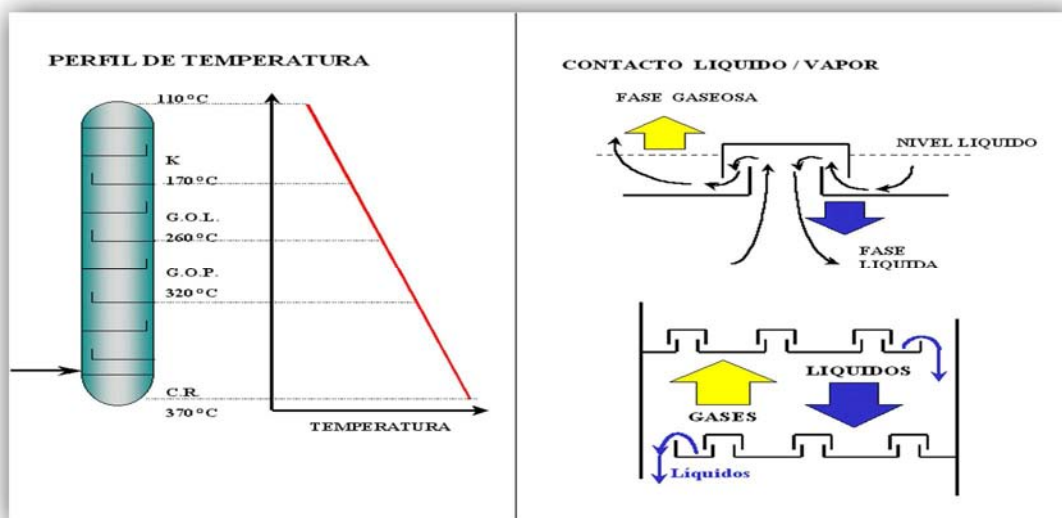


Figura 3-2. Recipientes separadores.

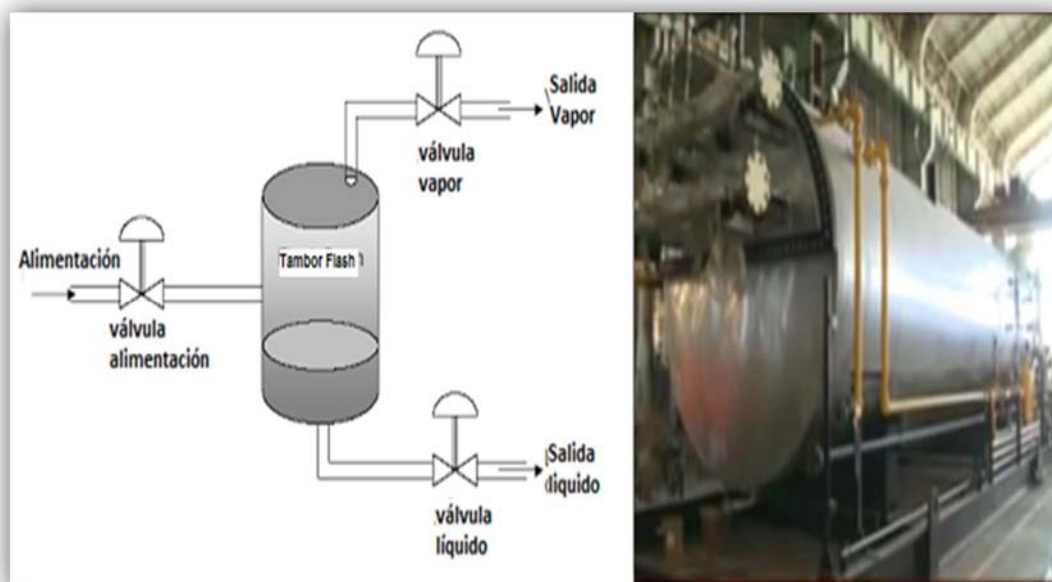


Figura 3-3. Torres con recalentadores.

La estabilización también puede endulzar el crudo porque principalmente contienen azufre o contaminante ácido. El H_2S tiene un punto de ebullición de $-76.5^{\circ}F$, intermedia a la de etano y el propano. Incidentalmente, el gas radón disuelto también se eliminará con los hidrocarburos ligeros; su punto de ebullición es de $-79.2^{\circ}F$. El radón hay que recordar que es radiactivo, por lo que debe ser tratado muy cuidadosamente.

3.2 TEORÍA DE LA ESTABILIZACIÓN DE CRUDO

Generalidades

Los hidrocarburos producidos a partir de pozos normalmente fluyen a un separador para la eliminar el gas del mismo, el hidrocarburo líquido o flujo de aceite desde el separador entonces pasa por etapas adicionales de tratamiento antes de llegar al punto de venta. Por lo anterior uno de los objetivos en el tratamiento adicional del líquido de los hidrocarburos es la estabilización del crudo, la columna estabilizadora, como tal, se describe más adelante. Uno o más de los siguientes métodos de estabilización de crudo son los que se utilizan normalmente (Stewart y Arnold, 2009):

- Intemperismo en un tanque de almacenamiento,
- Separación de múltiples etapas,
- Tanques separadores de petróleo crudo después de la separación,
- Estabilizador de petróleo crudo.

El método seleccionado para la estabilización de crudo depende de un número de factores, principalmente la economía y especificaciones de venta. Un estabilizador de crudo casi siempre se traducirá en una mayor recuperación de líquido, pero los costos de inversión de capital y de operación son correspondientemente más altos. Algunos de los factores que favorecen la instalación de un estabilizador de crudo son (Stewart y Arnold, 2009):

- Un contrato de venta de petróleo que requiere una presión de vapor baja del crudo que no puede ser fácilmente obtenida por separación por etapa.
- Un crudo amargo con un contrato de venta de petróleo que limita el contenido de H₂S a menos de 60 ppm.
- La producción de condensado con 50 °API o superior y gastos volumétricos con un exceso de 33 m³/ h (5,000 BPD).
- Los campos donde los componentes pesados se vaporizan en la fase de gas, pero no existe un contrato de venta de gas.

3.2.1 Los cálculos de equilibrio de fase

Para comprender y evaluar los métodos de estabilización de crudo, se debe estar familiarizado con el equilibrio de fases. Casi todas las operaciones en la producción de hidrocarburos implican alguna forma de equilibrio entre el vapor y fases líquidas de sistemas de hidrocarburos multi-componentes. La distribución de los componentes individuales entre las fases se ha correlacionado en términos de

relaciones de equilibrio o valores de K, en función de la temperatura, presión y composición del sistema.

Antes de discutir los cálculos de equilibrio, se debe entender la naturaleza de las relaciones de equilibrio en sistemas de hidrocarburos multi-componentes y las regiones en las cuales cada cálculo es aplicable. Un diagrama de presión y temperatura se muestra en la **Figura 3-4**. Un diagrama específico de este tipo podría extraerse de cualquier sistema de composición determinado, por lo que las coordenadas para presiones y temperaturas reales serán diferentes para diversas composiciones.

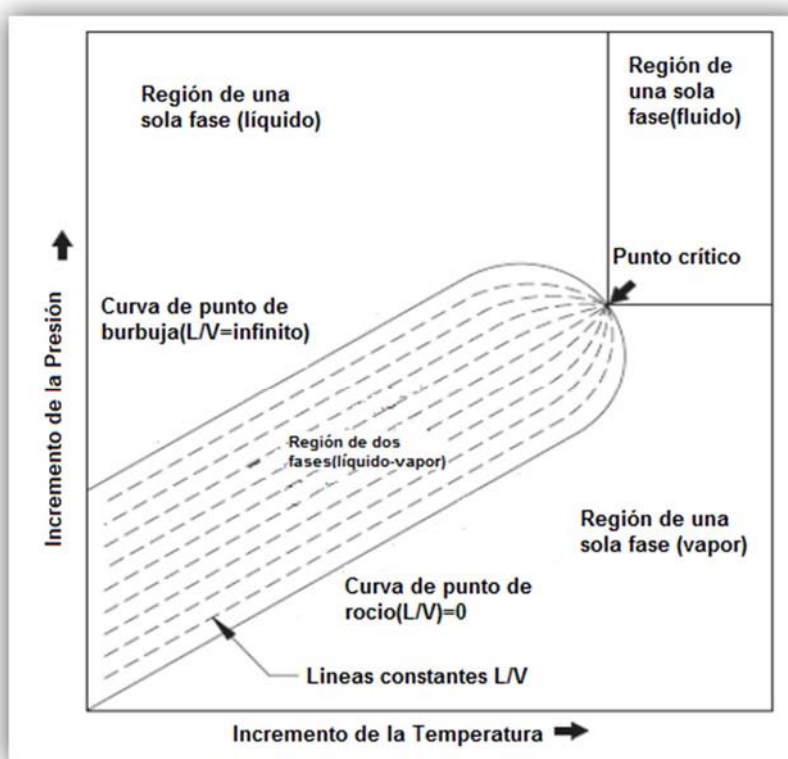


Figura 3-4. Diagrama de fases para un sistema de hidrocarburos multi-componentes (Stewart y Arnold, 2009).

Las relaciones de equilibrio aplican sólo a las combinaciones de presión y temperatura en la región de dos fases, o el área entre el punto de rocío y las curvas del punto de burbuja que se muestra en la **Figura 3-4**. La curva del punto de rocío, representa el punto donde la primera gota de líquido se forma de un sistema de fase de vapor de composición determinada. El contrario, la curva del punto de burbuja representa el punto en el que se forma la primera burbuja de vapor de un sistema de fase líquida. En la región de alta temperatura / baja presión, la mezcla de hidrocarburos será en una sola fase de vapor; en la región

de alta presión / baja temperatura, la mezcla de hidrocarburos estará en una sola fase líquida. En estas regiones monofásicas, las relaciones de equilibrio no son aplicables.

También se muestra en la **Figura 3-4** el punto crítico del sistema, donde las curvas de rocío y la de burbuja convergen, si estas convergen a un valor de 1 a la presión crítica, se conoce como presión de convergencia del sistema. En la región por encima de la temperatura y presión crítica, existe la mezcla de hidrocarburos como una única fase en la que las fases vapor y líquido son indistinguibles.

3.2.2 Cálculos flash

La separación por equilibrio de fases se realiza en la región de dos fases entre las dos curvas, los cálculos para este equilibrio, a menudo referido como "cálculos flash", se basan en una combinación de la relación de equilibrio de fases líquido-vapor y ecuaciones de balance de materia.

La cantidad de hidrocarburos en gas y líquidos, en cualquier punto del proceso, se determina mediante un cálculo flash. Para una presión y temperatura dadas, cada componente de la mezcla de hidrocarburos debe estar en equilibrio, la fracción molar del componente en la fase gaseosa dependerá no sólo de la presión y la temperatura, sino también de la presión parcial de ese componente, por lo tanto, la cantidad de gas depende de la composición total del fluido, ya que la fracción molar de cualquier componente en la fase de gas está en función de la fracción molar de todos los demás componentes en esta fase.

La distribución individual de los componentes entre las fases se ha correlacionado en términos de las relaciones de equilibrio de fases, o valores de K, en función de la temperatura, presión y composición del sistema. Esta distribución se define como (Stewart y Arnold, 2009):

$$K_N = \frac{V_N/V}{L_N/L} = \frac{Y_N}{X_N} \quad (3-1)$$

Donde: K_N = constante para el componente N a una temperatura y presión dada

V_N = moles del componente N en la fase de vapor

V = moles totales en la fase de vapor

L_N = moles del componente N en la fase líquida

L = moles totales en la fase líquida

Y_N = fracción molar de vapor del componente N

X_N = fracción molar de líquido del componente N

Se han dedicado muchos esfuerzos en proporcionar a la industria con la mejor información disponible sobre las relaciones de equilibrio de fases, la siguiente fuente, de la Asociación de Proveedores de Procesamiento del Gas (GPSA) (11ª edición, Sección 25), presenta gráficos de valores de K para los componentes importantes de una mezcla de hidrocarburos. Los valores de K son para una presión de "convergencia" específica, y están en función de la composición de las fases vapor y líquido. Sin embargo, la presión de convergencia no está en función de la presión del sistema, pero si el líquido ha sido expuesto a una baja presión que permitió la evaporización de los componentes ligeros, entonces la presión de convergencia será menor.

En la mayoría de las aplicaciones de yacimientos petrolíferos, la presión de convergencia será de entre 2,000 y 3,000 psia (14,000 y 21,000 kPa), excepto para las composiciones que han sido expuestas a presiones muy bajas como ya se mencionó, donde las presiones de convergencia son entre 500 y 1,500 psia (3,400 y 10,000 kPa). Si la presión de operación es mucho menor que la presión de convergencia, la relación de equilibrio no se ve muy afectada por la elección de la presión de convergencia. Sin embargo, si fuese el caso contrario donde la presión de operación es cercana a la presión de convergencia, entonces, la elección de la presión de la convergencia se hace más crítica. Por lo tanto, el uso de una presión de convergencia de 2,000 psia (14,000 kPa) es una buena primera aproximación para cálculos flash, donde la presión de operación es inferior a 800 psi (5,500 kPa). Para presiones de operación entre 800-1,500 psia (5,500-10,000 kPa), se debe utilizar una presión de convergencia de 3,000 psia (21,000 kPa). Cuando se requiere una mayor precisión, la presión de convergencia debe calcularse utilizando el procedimiento en el Libro de Datos de Ingeniería de GPSA.

Si hay un K_N para cada componente y la relación de moles totales de vapor como moles totales de líquido (V/L) son conocidos, entonces, los moles del componente N en la fase de vapor (V_N) y los moles en la fase líquida (L_N) puede ser calculada como se indica abajo (Stewart y Arnold, 2009):

$$V_N = \frac{K_N F_N}{\frac{1}{\left(\frac{V}{L}\right)} + K_N}, \quad (3-2)$$

$$L_N = \frac{F_N}{K_N \left(\frac{V}{L}\right) + 1} \quad (3-3)$$

Donde: F_N = moles totales del componente N en el fluido.

Para resolver cualquiera de las **ecuaciones (3-2) o (3-3)**, primero es necesario conocer la cantidad V/L , pero ya que tanto V y L se determinan mediante la suma de V_N y L_N , es necesario utilizar una solución iterativa. Esto se hace por primera estimación de V/L , el cálculo de V_N y L_N para cada componente, sumando hasta obtener los moles totales de gas (V) y del líquido (L), y luego comparar el valor calculado (V/L) al supuesto valor. En la realización de este procedimiento, es útil usar la siguiente relación (Stewart y Arnold, 2009):

$$L = \frac{F}{1+(V/L)} \quad (3-4)$$

Una vez que se ha asumido un valor de V/L , es fácil calcular el valor correspondiente de L_N .

3.2.3 Punto de rocío

La línea inferior de la **Figura 3-4** se muestra la representación de la curva del punto de rocío de un sistema de hidrocarburos multi-componente. El punto de rocío es el punto en el que se forma la primera gota de líquido de la fase de vapor de un sistema de composición determinada. Matemáticamente, puede expresarse como el punto en el que L/V se aproxima a 0 en ir desde la región de dos fases a la región de la fase de vapor. Como L/V se aproxima a 0, el número de moles del componente N en el vapor se acerca al número total de moles del componente N en la alimentación, y el número total de moles en la fase de vapor se acerca al número total de moles en la alimentación. La relación para el equilibrio de fases en el punto de rocío es:

$$\sum \frac{F_N}{K_N} = \sum F_N \quad (3-5)$$

Cualquier combinación de presión y temperatura que produce valores K_N para el sistema dado que satisfacen esta ecuación es una condición del punto de rocío. La corriente de vapor a partir de una separación por equilibrio de fases está en su punto de rocío cuando se separan.

3.2.4 Punto de burbuja

La línea superior de la **Figura 3-4** se muestra una representación de la curva del punto de burbuja, que es el punto en el que se forma la primera burbuja de vapor de la fase líquida de un sistema de determinada composición. Matemáticamente, puede expresarse como el punto en el que L/V se aproxima al infinito en ir desde la región de dos fases a la región de fase líquida. Como L/V se aproxima al

infinito, el número de moles del líquido se acerca al número de moles en la alimentación. Para el punto de burbuja se expresa (Stewart y Arnold, 2009):

$$\sum K_N F_N = \sum F_N \quad (3-6)$$

Cualquier combinación de presión y temperatura que produce valores K_N para el sistema dado que satisfagan la **ecuación 3-6** es una condición del punto de burbuja. La corriente de líquido de cualquier separación por equilibrio de fases está en su punto de burbuja cuando se separa, tal como la corriente de vapor se encuentra en su punto de rocío. Cualquier separación flash divide el sistema de hidrocarburos en dos corrientes: una corriente del punto de burbuja y una corriente del punto de rocío.

La presión del punto de burbuja de un hidrocarburo líquido a una temperatura dada, es la presión de vapor del líquido a la misma temperatura. Ahora bien, si la composición y la temperatura de este hidrocarburo son conocidas, su presión de vapor se puede determinar mediante el cálculo de la presión del punto de burbuja.

Se puede apreciar de lo anterior que si la presión de vapor de un hidrocarburo líquido a temperatura ambiente es inferior a la presión atmosférica, el líquido puede ser almacenado en un tanque atmosférico con una pérdida mínima o de encogimiento. Por otro lado, si la presión de vapor del hidrocarburo líquido es mayor que la presión atmosférica a temperatura ambiente y el líquido se almacena en un tanque atmosférico, algunos de los productos pueden ser venteados a la atmósfera, lo que resulta en pérdida de producto (Stewart y Arnold, 2009).

3.2.5 Equilibrio de fases líquido-vapor aplicado

Para el equilibrio de fases se requiere entender la envolvente de fase, las cantidades y composiciones de las fases líquido-vapor, las cuales cambian de acuerdo a la posición, esto nos ayuda a calcular las cantidades y composiciones del líquido y los gases en condiciones para tratarse, los cuales se explican a continuación.

Ecuación de Raoult. La teoría desarrollada por Raoult establece que la presión parcial de un componente puro en el vapor, es igual a la fracción mol del componente en el líquido multiplicado por la presión de vapor de dicho componente. La ecuación de Raoult es válida solamente si las mezclas de vapor y líquido son soluciones ideales. La expresión matemática de la ecuación de Raoult es:

$$p_j = x_j p_{vj} \quad (3-7)$$

Donde: x_j = fracción mol del componente j en el líquido en fracción
 p_j = es la presión parcial del componente j en el gas en equilibrio con un líquido de composición x_j en lb/pg² abs
 p_{vj} = presión de vapor que ejerce el componente puro j a la temperatura deseada en lb/pg² abs.

Ecuación de Dalton. La teoría de Dalton se utiliza para calcular la presión parcial ejercida por un componente puro en una mezcla de gases ideales, es decir:

$$p_j = y_j p \quad (3-8)$$

Donde: y_j = fracción mol del componente j en el vapor expresada en fracción
 p_j = presión del sistema en lb/pg² abs.

- a) Composiciones y cantidades de las fases líquido y vapor en equilibrio de una solución ideal: se observa que las ecuaciones de Raoult y Dalton representan la presión parcial de un componente en una mezcla de gases. En la ecuación de Raoult el vapor debe de estar en equilibrio con el líquido. Luego, combinando las **ecuaciones** 3-7 y 3-8 para eliminar las presiones parciales:

$$x_j p_{vj} = y_j p \quad (3-9)$$

$$\frac{p_{vj}}{p} = \frac{y_j}{x_j} \quad (3-10)$$

Donde la **ecuación 3-10** es la relación de la fracción de un componente j en el vapor a la fracción mol del componente j en el líquido, para determinar los valores de x_j y y_j , la **ecuación 3-10** se debe combinar con otra ecuación que relacione las cantidades x_j y y_j , lo cual se obtiene a través de un balance de materia sobre el componente y_j de la mezcla gaseosa, es decir:

$$n = n_L + n_g \quad (3-11)$$

$$z_j = x_j + y_j \quad (3-12)$$

La **ecuación 3-12** debe de cumplir la condición de $z_j = 1$, con lo anterior se incluyen la fracción mol del componente j en la mezcla total, se combinan la **ecuación 3-12** en la **ecuación 3-11** en las fases vapor y líquido.

$$z_j n = x_j n_L + y_j n_g \quad (3-13)$$

Donde: z_j = fracción mol del componente j en la mezcla total incluyendo de fase líquido y vapor

x_j = fracción mol del componente j en la mezcla total

y_j = fracción mol del componente j en el vapor

$z_j n$ = número de moles del componente j en la mezcla

$x_j n_L$ = número de moles del componente j en la fase líquida

$y_j n_g$ = numero moles del componente j en la fase de vapor

n = número total de moles en la mezcla

n_L = número total de moles en el líquido en lbm-mol

n_g = número total de moles en el vapor en lbm-mol

A partir de la **ecuación 3-10** es posible despejar las variables de x_j y y_j , esto se lleva a cabo con el siguiente procedimiento:

Para determinar los valores de x_j se despeja y_j , a partir de la **ecuación 3-10**, se eliminan y_j al sustituirla en la ecuación:

$$y_j = x_j \frac{p_{vj}}{p} \quad (3-14)$$

$$z_j n = x_j n_L + x_j \frac{p_{vj}}{p} n_g \quad (3-15)$$

Quedando la ecuación:

$$x_j = \frac{z_j n}{n_L + \frac{p_{vj}}{p} n_g} \quad (3-16)$$

Por definición, se debe cumplir que $\sum_{j=1}^n x_j = 1$, aplicando esta condición a la **ecuación 3-16**, queda:

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n}{(n_L + \frac{p_{vj}}{p} n_g)} = 1 \text{ (ensayo y error)} \quad (3-17)$$

Se aplica el mismo procedimiento para y_j lo que resulta:

$$y_j = \frac{p}{(n_g + \frac{p}{p_{vj}} n_L)} \quad (3-18)$$

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n}{(n_g + \frac{p}{p_{vj}} n_L)} = 1 \text{ (ensayo y error)} \quad (3-19)$$

Para simplificar los cálculos se considera que un mol de la mezcla se define con la ecuación:

$$\bar{n}_L + \bar{n}_g = 1 \quad (3-20)$$

Donde: \bar{n}_L = fracción mol en lbm-mol de líquido
 \bar{n}_g = fracción mol en lbm-mol de vapor.

Ambas variables con respecto a lbm-mol totales:

$$n_L = n(\bar{n}_L) \quad (3-21)$$

$$n_g = n(\bar{n}_g) \quad (3-22)$$

Sustituimos las **ecuaciones 3-21 y 3-22** en la **ecuación 3-18**:

$$\sum_{j=1}^n \frac{z_j}{[\bar{n}_L + \frac{p}{p_{vj}} \bar{n}_g]} = 1 \quad (3-23)$$

De la **ecuación 3-20** se despeja \bar{n}_L y se sustituye en la **ecuación 3-23**:

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{(1 - \bar{n}_g + \frac{p_{vj}}{p} \bar{n}_g)} = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{1 + \bar{n}_g [\frac{p_{vj}}{p} - 1]} = 1 \quad (3-24)$$

El mismo procedimiento se hace para la variable y_j :

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{(1 - \bar{n}_L)} = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{1 + \bar{n}_L [\frac{p}{p_{vj}} - 1]} = 1 \quad (3-25)$$

Existen algunas consideraciones al aplicar estos valores:

Para la sumatoria $\sum x_j$: En la **ecuación 3-24** se emplea un proceso de ensayo y error, con un valor de n_g entre cero y uno ($0 \leq \bar{n}_g \leq 1$), obteniendo las

presiones de vapor, p_{vj} , de cada componente de la mezcla a la temperatura deseada, y se realiza el cálculo de la sumatoria para x_j .

- Si el resultado de la sumatoria de x_j , es igual a la unidad cada término en la suma es igual a x_j , y la masa total de vapor, n_g , es igual al producto del valor ensayado de n_g multiplicada por los moles totales de la mezcla, n .
- Si el resultado de la sumatoria x_j no es igual a la unidad, se considera un nuevo valor de n_g hasta que la sumatoria de x_j sea igual a la unidad.

Para la sumatoria $\sum y_j$: La **ecuación 3-25** se emplea un ensaye y error, se ensaya un valor de n_L entre cero y uno ($0 \leq n_L \leq 1$), obteniendo las presiones de vapor, p_{vj} , de cada componente de la mezcla a la temperatura deseada, y realizando el cálculo de la sumatoria para y_j . Cuando la condición de la sumatoria $\sum y_j=1$ se cumple, entonces se ha encontrado el valor correcto para n_L , y los términos en la suma es igual a y_j , n_L representa entonces, el número de moles en el líquido por mol de la mezcla total.

- b)** Composiciones y cantidades de las fases líquido y vapor (gas) en equilibrio para una solución real. Recordando la ecuación para el equilibrio de una solución ideal (**ecuación 3-10**), y en función de la relación de equilibrio, K , (**ecuación 3-1**), se tiene:

$$K_j = \frac{y_j}{x_j}$$

$$\frac{p_{vj}}{p} = \frac{y_j}{x_j}$$

$$\frac{p_{vj}}{p} = \frac{y_j}{x_j} = K \quad (3-26)$$

Sustituyendo la **ecuación 3-1** en **3-17** y **3-19**, para tomar en cuenta el comportamiento de soluciones reales, lo que quiere decir que se debe sustituir la relación de presiones (p_{vj}/p) por el término de la relación de equilibrio experimental para las fases líquido-vapor.

Para la composición de la fase líquida en equilibrio:

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n}{(n_L + n_g K_j)} = 1 \quad (3-27)$$

Para la composición de la fase vapor en equilibrio:

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j^n}{(n_g + \frac{n_L}{K_j})} = 1 \quad (3-28)$$

Sustituyendo la **ecuación 3-21** y **3-22** en la **ecuación 3-27**:

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j^n}{[n(\bar{n}_L) + K_j n(\bar{n}_g K_j)]} = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{(\bar{n}_L + \bar{n}_g K_j)} = 1 \quad (3-29)$$

Y la **ecuación 3-20** despejamos \bar{n}_L y la sustituimos en la **ecuación 3-29**:

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j^n}{[1 - \bar{n}_g + K_j \bar{n}_g]} = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{(1 + \bar{n}_g(K_j - 1))} = 1 \quad (\text{ensaye y error}) \quad (3-30)$$

Para y_j se hace el mismo procedimiento, que resulta:

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{[1 - \bar{n}_L + \frac{\bar{n}_L}{K_j}]} = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{[1 + \bar{n}_L(\frac{1}{K_j} - 1)]} = 1 \quad (\text{ensaye y error}) \quad (3-31)$$

Utilizando las **ecuaciones 3-30** y **3-31** dan los mismos resultados y a través de la selección de valores de ensayo sucesivos para cualesquiera \bar{n}_g o \bar{n}_L hasta que la sumatoria sea igual o aproximada a la unidad, lo que indica que hemos hallado los valores correctos de los mismos, los términos en la sumatoria nos indicará cual es la composición (líquido o vapor, según se elija la ecuación) y los resultados dependen de la precisión de los valores que se seleccionaron para las relaciones de equilibrio.

3.3 SEPARACIÓN DE MULTIPLES-ETAPAS (MSS)

El método más común de separar el aceite y el gas implica una serie de separadores y se denomina "separación de múltiples etapas", un sistema de este tipo requiere de dos a cuatro etapas de separación, que cada uno ocurre en un recipiente separador. Además de las etapas de separación, en la intemperie puede producirse en el tanque de almacenamiento, en la **Figura 3-5** se muestra un esquema de un proceso de separación con tres etapas de separadores, seguido de una separación final en el tanque de almacenamiento (Stewart y Arnold, 2009).

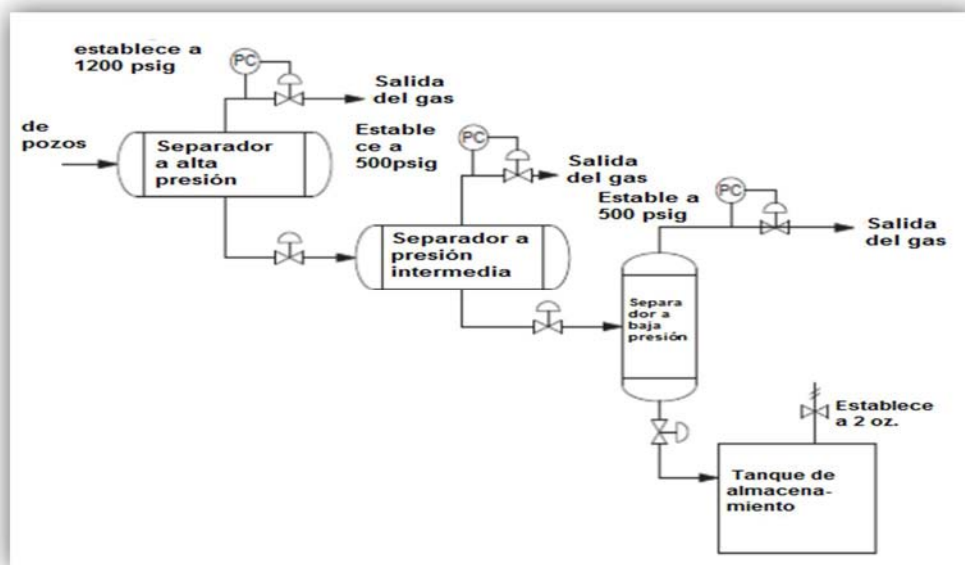


Figura 3-5. Esquema de un sistema de separación de tres etapas, (Stewart y Arnold, 2009).

Todos los principios de separación por equilibrio de fases se aplican a la separación de múltiples etapas, donde el líquido que sale de cada separador está en el punto de burbuja, la presión de vapor del líquido es la misma que la presión de operación del separador a su temperatura de separación. A medida que el líquido reduce su presión, se forman vapores de los hidrocarburos, las cantidades y composiciones de los hidrocarburos líquidos y gaseosos se pueden determinar mediante la ejecución de cálculos flash en las diversas condiciones.

3.3.1 Máxima recuperación de líquido

Como se dijo anteriormente el método más común de eliminación de gas disuelto del petróleo crudo es por separación por etapas en una serie de tambores flash o recipientes separadores de vapor y líquido a presiones sucesivamente inferiores (o la separación de múltiples etapas (MSS)).

Existen dentro de la literatura procedimientos para los cálculos flash, una de estas metodologías para la separación de aceite es descrita por (McCain, 1990), como se dijo anteriormente los factores de k han sido estudiados ampliamente y se han hecho gráficas para su consulta como son los manuales técnicos de la GPA. Dividió el procedimiento en 7 pasos, para un aceite negro que se produce completamente en un sistema de separación de dos fases.

Paso 1. Se calculan las cantidades y la composición del gas y el líquido presentes en el separador. Se utiliza la composición de la alimentación del

separador, la temperatura del separador y presión del separador. Las cantidades del gas y líquido que hay en el separador están en lbm-mol del separador/lbm-mol de la alimentación del separador, designados como \bar{n}_{g1} y \bar{n}_{L1} .

$$\bar{n}_{g1} = \frac{\text{lbm – mol de gas en separador}}{\text{lbm – mol en la alimentación}}$$

$$\bar{n}_{L1} = \frac{\text{lbm – mol de líquido en separador}}{\text{lbm – mol en la alimentación}}$$

Paso 2. Se calculan las cantidades y composición del líquido y el gas en el tanque de almacenamiento. Se utiliza la composición del líquido que está presente en el separador calculada en el paso 1, la temperatura del tanque y la presión atmosférica. Se utilizan los cálculos para una solución real del equilibrio líquido-vapor. Las cantidades de gas y líquidos formados en el tanque de almacenamiento están en lbm-mol en el tanque/lbm-mol del separador, designados como \bar{n}_{g2} y \bar{n}_{L2} .

$$\bar{n}_{g2} = \frac{\text{lbm – mol de gas en el tanque}}{\text{lbm – mol de líquido separador}}$$

$$\bar{n}_{L2} = \frac{\text{lbm – mol de líquido en el tanque}}{\text{lbm – mol de líquido separador}}$$

Paso 3. Se calcula la densidad y el peso molecular del aceite en el tanque de almacenamiento. Se utiliza la composición calculada en el tanque en el paso 2. La densidad del aceite en el tanque de almacenamiento se calcula a condiciones estándar.

Paso 4. Se calcula la relación de solubilidad usando las cantidades calculadas en los pasos 1, 2 y 3. Normalmente, la relación de solubilidad se calcula en ft³ de gas a c.e./Bl de aceite a c.t. La relación es:

$$R_{\text{sep}} = \left(\frac{2,138 \bar{n}_{g1} \rho_o \text{ tan}}{\bar{n}_{L1} \bar{n}_{L2} M_o \text{ tan}} \right) \quad (3-32)$$

$$\frac{\bar{n}_{g2} \frac{\text{lbm – mol de gas tanque}}{\text{lbm – mol de aceite separador}}}{\bar{n}_{L2} \frac{\text{lbm – mol de aceite tanque}}{\text{lbm – mol de aceite separador}}} \quad (3-33)$$

Queda en lbm-mol de gas del tanque/lbm-mol de aceite en el tanque. Esto puede convertirse a ft³ de gas del tanque a c.e./Bl de aceite a c.t.

$$R_{\text{tan}} = \frac{2,138 \bar{n}_{g2} \text{ ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}{\bar{n}_{L2} M_{o \text{ tan}} \text{ Bl de aceite a c.t.}} \quad (3-34)$$

La relación de solubilidad total producida R_{sT} , es la suma del gas del separador y el tanque de almacenamiento.

$$R_{sT} = R_{\text{sep}} + R_{\text{tan}} \quad (3-35)$$

Si la alimentación del separador es para un yacimiento de aceite con presión igual o mayor que presión de burbujeo p_b , la relación de solubilidad total producida R_{sT} , es la relación de solubilidad del punto de burbuja R_{sb} .

Los cálculos pueden terminarse en este paso; sin embargo, si el factor de volumen de formación del aceite, B_o , se requiere, se tienen que calcular los pasos 5 y 6.

Paso 5. Se calcula la densidad del líquido del yacimiento a condiciones del yacimiento usando la composición de la alimentación del paso 1, la temperatura del yacimiento y la presión en el punto de burbujeo p_b . Estos cálculos son correctos solo si en la alimentación del separador fuera un líquido a la presión de burbuja a condiciones del yacimiento. En el curso de estos cálculos, también se puede determinar el peso molecular del yacimiento líquido.

Paso 6. Se calcula el factor de volumen del aceite, usando las cantidades calculadas en los paso 1, 2, 3 y 5, calculándose con la ecuación:

$$B_{ob} = \frac{\text{Bl s a c.y./lbm-mol de aceite a c.y.}}{\text{Bl s a c.e./lbm-mol de aceite a c.y.}} \quad (3-36)$$

$$B_{ob} = \frac{M_{oy} \rho_{o \text{ tan}}}{M_{o \text{ tan}} \rho_{o \text{ tan}} \bar{n}_{L1} \bar{n}_{L2}} \frac{\text{Bl s de aceite a c.y.}}{\text{Bl s de aceite a c.t.}} \quad (3-37)$$

Este es el factor de volumen de formación del aceite en el punto de burbujeo a presión del yacimiento. La densidad del aceite en el yacimiento ρ_{oy} , debe ser calculada a la presión de burbujeo.

Paso 7: Una vez calculado los valores de estas propiedades, se puede proceder a calcular otros valores como son el cálculo de calentamiento para el gas separado, cálculo de contenido de líquidos en el gas separado, así como el cálculo de las densidades específicas de los gases.

Para fines prácticos al final del capítulo se tiene un ejemplo del método, las ecuaciones, gráficas y operaciones necesarias para el cálculo se encuentran en el **anexo A**.

3.3.1.1 Presión de separación inicial

Debido a la naturaleza múlti-componente del fluido producido, una presión de separación inicial más alta causará más líquido para ser obtenido en el separador, este líquido contiene algunos componentes ligeros, que se vaporizan en el tanque de almacenamiento corriente abajo del separador. Si la presión para la separación inicial es demasiado alta, muchos más de los componentes ligeros se quedarán en la fase líquida en el separador y se perderán con la fase de gas en el tanque. En el caso contrario, si la presión es demasiado baja, muchos de los componentes ligeros e intermedios se perderán con la fase de gas en el separador, lo que resulta en menos líquido que va al tanque de almacenamiento.

Este fenómeno se puede calcular usando técnicas flash o equilibrio de fases. La tendencia de cualquier componente en un flujo para el proceso de separación instantánea de la fase de vapor depende de su presión parcial, donde, la presión parcial de un componente en un recipiente se define como el número de moléculas de ese componente en una mezcla de gases, dividido entre el número total de moléculas de todos los componentes en la mezcla de gases, esto multiplicado por la presión en el recipiente. Puesto que la presión parcial de un componente está en función de la presión del sistema, un aumento en la presión del mismo aumentará la presión parcial del componente, este aumento de la presión parcial reduce el equilibrio del componente constante, y las moléculas de ese componente tienden hacia la fase líquida. A medida que aumenta la presión del separador, el gasto de líquido fuera del separador aumenta.

Sin embargo, el problema con este proceso es que muchas de estas moléculas son de los hidrocarburos más ligeros (metano, etano y propano), que tienen una fuerte tendencia a pasar al estado gaseoso a condiciones del tanque de almacenamiento (presión atmosférica). En el tanque de almacenamiento, la presencia de un gran número de moléculas de hidrocarburos ligeros resulta en un aumento en la tendencia a evaporarse los hidrocarburos de rango intermedio (butanos, pentano, y heptanos). Por lo tanto, al capturar las moléculas más ligeras en las líneas que alimenta el tanque de almacenamiento, se recupera una pequeña cantidad de ellos en forma líquida, pero perdemos en la fase gaseosa muchas más de las moléculas en el rango intermedio. Es por ello que, más allá de un cierto punto óptimo, habrá una disminución en los líquidos en el tanque de

almacenamiento si se aumenta la presión de operación del separador (Stewart y Arnold, 2009).

3.3.1.2 La etapa de separación

En un proceso simple de una sola etapa, los fluidos se separaron en un separador inicial, luego los líquidos del mismo se separan de nuevo en el tanque de almacenamiento. Por costumbre, el tanque de almacenamiento no se considera normalmente diferente de una etapa de separación, aunque en realidad así es.

La **Figura 3-5** se muestra un proceso de separación de tres etapas. El líquido se separó primero a una presión inicial y después dos veces más a presiones sucesivamente inferiores antes de entrar en el tanque de almacenamiento.

Debido a la naturaleza de los múltiples componentes de los fluidos producidos, los cálculos flash muestran que las etapas adicionales dan como resultado la separación en componentes más ligeros que se estabilizaron en la fase líquida. Esto se puede entender cualitativamente en un proceso de separación por etapa con presión inicial relativamente alta, en la cual las moléculas de hidrocarburos ligeros se remueven de forma instantánea al reducir la presión parcial en cada una de las etapas para los hidrocarburos intermedios. Como resultado, el número de etapas se aproxima al infinito, donde las moléculas preferentemente más ligeras se eliminan y la recuperación de los componentes intermedios se incrementa en cada etapa (Stewart y Arnold, 2009).

La potencia requerida del compresor también es reducida al aplicar separación por etapas, ya que parte del gas se captura a una presión mayor de lo que se espera [véase el ejemplo que se presenta en la **Tabla 3-1** (unidades de campo para aceite) y la **Tabla 3-2** (unidades SI)].

Tabla 3-1. Efecto de la presión de separación de una corriente rica en condensado (Unidades de Campo)

Caso	Presiones de etapa de separación (Psia)	Líquido Producido (BOPD)	Potencia de compresor requerida (HP)
I	1215; 65	8400	861
II	1215; 515; 65	8496	497
III	1215; 515; 190; 65	8530	399

Tabla 3-2. Efecto de la presión de separación de una corriente rica en condensado (Unidades SI)

Caso	Presiones de etapa de separación (kPa)	Líquido Producido (m ³ /h)	Potencia de compresor requerida
I	8377; 448	55.6	642
II	8377; 3551; 448	56.3	371
III	8377; 3551; 1310; 448	56.5	298

3.3.1.3 La selección de las etapas

A medida que se añaden más etapas al proceso, hay menos y menos recuperación de líquido, por lo que para incrementar la ganancia por añadir una etapa de separación se debe compensar el costo por las complejidades de la separación, tuberías, controles, espacio y compresores adicionales. Es claro que existe un número óptimo de etapas para cada instalación, en la mayoría de los casos este número es muy difícil de determinar, ya que puede diferir de un pozo a otro y puede cambiar a medida que la presión del flujo de un pozo disminuye con el tiempo. La **Tabla 3-3** es un ejemplo para aproximar el número de etapas de separación (excluyendo el tanque de almacenamiento), que la experiencia de campo indica es algo casi óptimo, esta tabla se entiende como una guía y no debe sustituir cálculos flash, estudios de ingeniería y los criterios de ingeniería (Stewart y Arnold, 2009).

Mediante el uso de la separación de múltiples etapas, los componentes ligeros se separan de los componentes más pesados, donde el hidrocarburo líquido se pasa a cada separador al siguiente para separación instantánea a una presión cada vez inferior, la cantidad de líquidos recuperados en el tanque de almacenamiento a través de este proceso pueden ser calculados mediante la ejecución de cálculos flash para cada etapa de separación, incluyendo la separación final en el tanque de almacenamiento.

Tabla 3-3. Lineamientos para las etapas de separación

Presión de separación inicial	Número de etapas
170-860	1
860-2100	1-2
2100-3400	2
3400-4800	2-3
a. No incluye tanque de almacenamiento b. Velocidades de flujos superiores a 650 m ³ /h	

Puesto que la presión de vapor del líquido que sale del último separador es la misma que la presión de operación de los separadores, normalmente habrá algunos gases que se separen instantáneamente en el tanque de almacenamiento, por lo que si se eliminan suficientes componentes ligeros en los separadores con múltiples etapas, los componentes pesados se pueden almacenar con un mínimo de pérdidas por la intemperie y un aumento en la recuperación de líquido.

Ahora como ejemplo tenemos la **Figura 3-6** se muestra un típico tren separador de tres etapas.

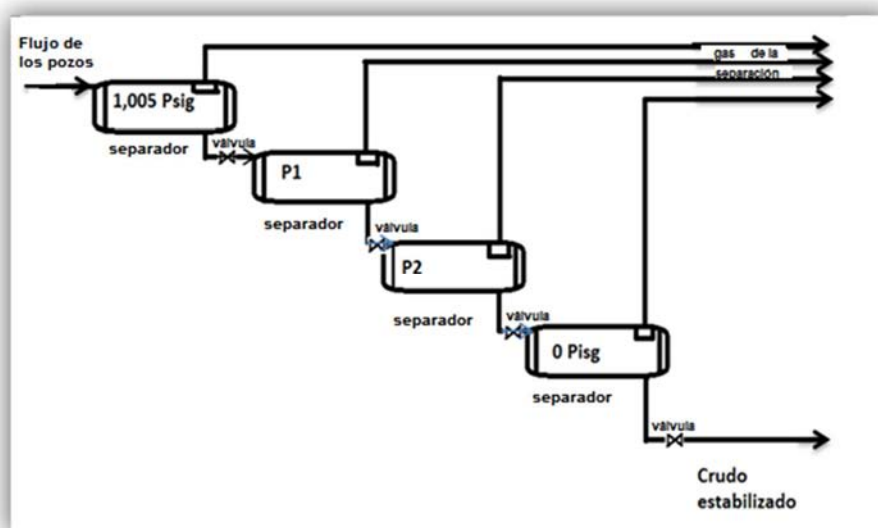


Figura 3-6. Esquema básico de separación de múltiples etapas.

La recuperación máxima de crudos estabilizados obtenidos teóricamente por separación diferencial, es el que corresponde a un número infinito de etapas de separación. El efecto de uno, dos y tres etapas de separación puede verse en la **Figura 3-7** y **Tabla 3-5** se muestra el aumento en la recuperación del líquido según es variado el número de etapas, por lo que el beneficio de las etapas adicionales es obvio; sin embargo, más de tres etapas rara vez se utilizan en la práctica.

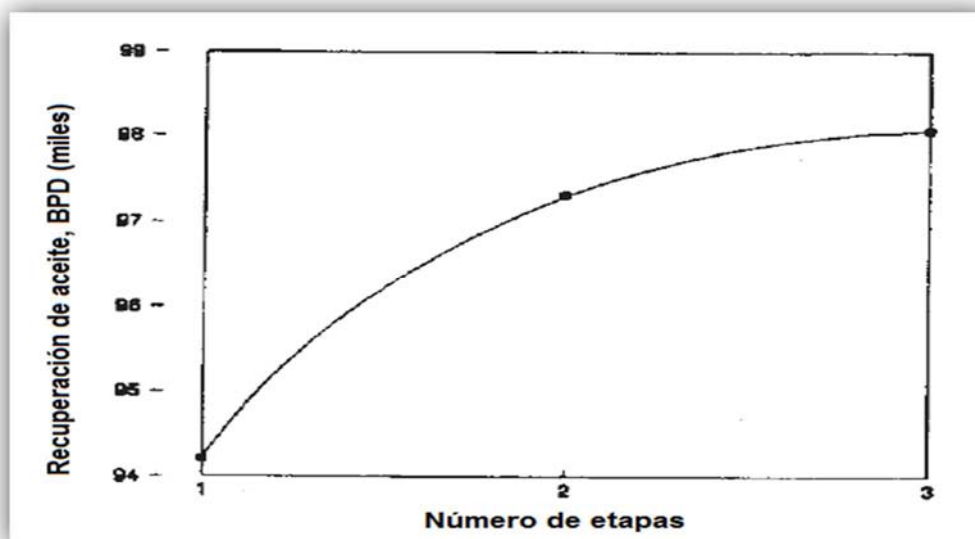


Figura 3-7. Dependencia de la recuperación de petróleo de acuerdo al número de etapas

Tabla 3-4. Efecto del Número de etapas sobre parámetros de la separación

No. de etapas	Crudo estabilizado, bpd	Densidad aceite °API	Presión etapa Psig	Total GOR Scf/bbl
1	94,215	39.64	0	601
2	97,307	41.07	69, 0*	543
3	98,070	41.44	136, 19,0*	503

*Para máxima producción de líquido

También se estudia el uso de una columna estabilizadora de recalentado en lugar de la tercera o última etapa de separación como otra alternativa para obtener una máxima producción de líquido, la **Figura 3-8** se muestra un esquema del proceso. Las columnas estabilizadoras son columnas de placas generalmente provistas con bandejas de tamiz o de válvula para que exista un contacto entre vapor-líquido. El vapor, que se produce en el recalentado, fluye hacia arriba de la columna separando el metano, etano, propano y butanos suficientes para producir un petróleo crudo estabilizado. La separación obtenida es mucho mejor que en un tambor flash simple o la separación por múltiples etapas y en cuanto mayor sea la presión de operación, mayor es el rendimiento de aceite.

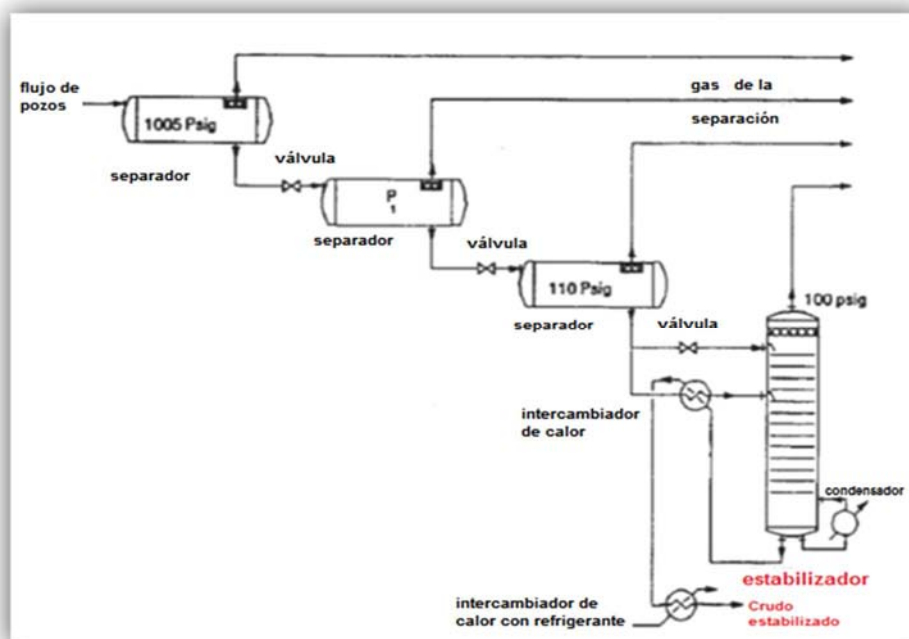


Figura 3-8. Esquema de un proceso de estabilización con recalentado.

La temperatura aumenta en el rehervidor de caldera al incrementar la presión de operación, para esto una fuente de calor capaz de proporcionar la temperatura requerida debe estar disponible, de otra manera, el vapor se puede utilizar para este sistema si es que está disponible. De lo contrario, se requiere un calentador de fuego directo o una caldera de calentamiento de aceite. Para gastos más pequeños, los calentadores de tipo indirecto también pueden ser más apropiados, como son el caso 1 por baño de sales (consisten de marmitas de sal fundida calentada ya sea de forma directa o indirecta, es decir, corriente eléctrica a través de la sal o el uso de combustible fósil dentro de un recinto similar a un horno, respectivamente) o el caso 2 por baño de agua caliente (en el cual se encuentra sumergida la tubería que transporta la emulsión). Morris y Smith (1984) sugieren la posible utilización de recuperación de calor residual a través de las unidades de generación de energía o conductores del compresor de la turbina del gas.

Diversos autores recomiendan diferentes valores para el número de bandejas y nivel de presión en los estabilizadores, por ejemplo, Maddox et al. (1979) recomiendan 20-25 bandejas y presiones de 110 a 160 psia; su estudio es en los casos en que se considerará la re-compresión del gas en el separador. En general, la eficiencia de la bandeja de la torre para absorbedores y separadores son típicamente 25-33%, se muestra el equipo en la **Figura 3-9**.

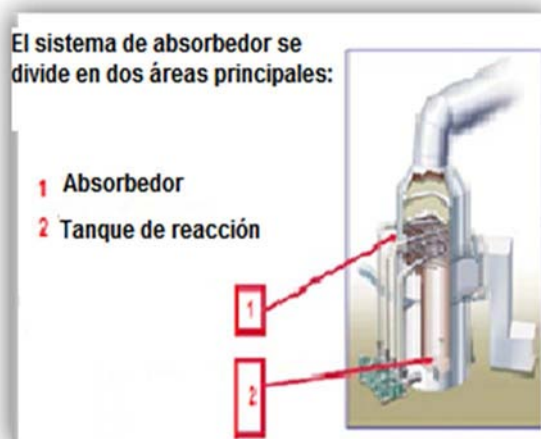


Figura 3-9. Equipo absorbedor y sus partes.

Para 24 bandejas la eficiencia es del 25%, las etapas de la torre de equilibrio es por lo tanto 6 (necesarios para la simulación por ordenador), donde el recalentador es generalmente considerado como un recipiente de equilibrio (Manning, 1995).

Para otros autores como Moins (1980b) menciona que de 15-20 bandejas y presiones de 30 a 45 psia para conseguir el equilibrio, su base está en quitar H_2S , sin embargo, es lo opuesto a la eficiencia de separación y la potencia de recompresión. Mientras que Penick y Thrasher (1977) para la eficiencia citan las limitaciones de la altura para estabilizadores de plataformas costa afuera, recomendando 20-30 bandejas, mencionan que el diámetro de la torre, la entrada de calor del evaporador y los requisitos de intercambio de calor pueden impedir la estabilización de todo el flujo de petróleo. Por lo anterior, Morris y Smith (1984) también sugieren que la torre se puede dividir en dos secciones que operan uno al lado del otro.

Existen dos casos en los que puede ser sustituida una columna estabilizadora para la tercera etapa del esquema de MSS, en ambos casos el separador de la segunda etapa se fija en 10 psi, más alta que la presión de la torre en la parte superior para permitir dividir la alimentación y el precalentamiento en el medio líquido para el ahorro de energía del recalentador, además se cuenta con el intercambiador, el objetivo de éste se ha fijado para requerimientos con la mitad del calor total necesario. Las seis etapas de equilibrio más un evaporador se especifican con la corriente de alimentación caliente que dividida entra a la tercera etapa desde la parte superior y las presiones del estabilizador se establecen arbitrariamente en 100 y 15 psig, en la **Figura 3-10** se muestra el flujo en el proceso, como se indica. Los resultados para los dos equipos simulados se

resumen en la **Tabla 3-6**, junto con el MSS resultado de la comparación de las 3 etapas. La TVP a 100°F es el mismo para los tres casos (13.5 psia).

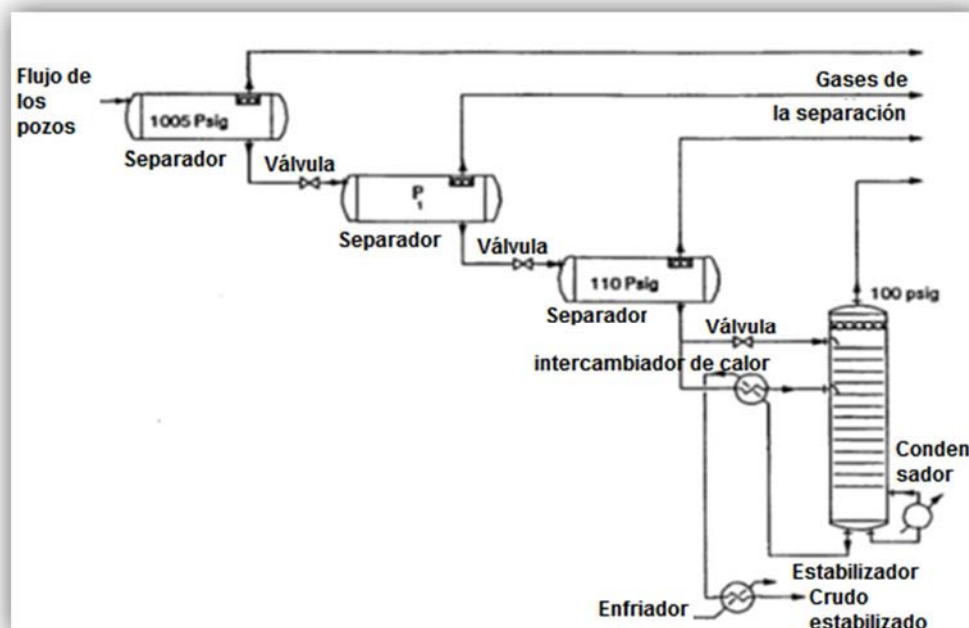


Figura 3-10. Esquema de un proceso de un estabilizador con recalentado.

Tabla 3-5. Resultados de la simulación para estabilización por recalentamiento

Simulación caso	Crudo estabilizado Bpd	Densi. aceite °API	1 etapa Presión Psig	Total GOR Scf/bbl	Recalentador		Diámetro columna ft
					Temp. °F	Potencia MMBtu/h	
100 Psig	99,715	42.22	310*	499	344	68.5	10.5
15 Psia	98.773	41.80	155*	516	187	22.1	11.5
MSS	98,070	41.44	136*	503	—	—	—

*Para máxima producción de líquido

La estabilización mejora la recuperación del aceite y la densidad API que son proporcionalmente menor al GOR, es por ello que para el recalentador la temperatura y el calor suministrado deben ser mucho menores para el caso de un estabilizador de menor presión, aunque el aceite recuperado es menor, es sustancialmente más alto que los obtenidos por múltiples etapas. El uso de un estabilizador proporciona un petróleo crudo más estable, pero añade un costo de inversión (sólo para alto volumen y altos flujos de GOR (>150 pc/bbl)) y la complejidad de su funcionamiento, el diseñador debe evaluar cada situación individualmente y decidir si usar MSS o estabilización con recalentado.

3.3.2 Mínimos requerimientos de compresión

Tiempo atrás el gas producido se quemaba o liberaba y hasta hace poco no se tenía en cuenta para ser re-comprimido y utilizado. Actualmente, por los precios de la gasolina, por el ahorro de energía, así como por los reglamentos ambientales prohíben tal desperdicio del gas asociado o separado. En este caso, el gas debe ser comprimido y entregado a una tubería o reinyectado en la formación.

Cuando el gas producido debe ser comprimido a la presión de la tubería la opción más económica es reducir la potencia del compresor, según lo declarado por Kryska, et al. (1976), además de esto, Penick y Thrasher (1977) señalan que la potencia mínima también significa menos carga para una plataforma en alta mar.

La **Tabla 3-6** fue publicada por T. Frick y es de gran utilidad para formarse un criterio, respecto al número de etapas de separación, en una central de recolección (batería).

Tabla 3-6. Numero de etapas de separación

No. De etapas de separación	% de aproximación a una separación diferencial
2	0
3	75
4	90
5	96
6	98.5

Fuente: Frick, 1962

El número de etapas más económico se encuentra entre un rango de 3 a 4 etapas, aunque en algunos casos se han utilizado hasta 7 etapas de separación.

Las relaciones de presión de operación entre etapas en una separación de multiple-etapa puede ser aproximada de la siguiente ecuación:

$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{P_2}{P_3} = \frac{P_3}{P_4} = R \quad (3-38)$$

Los datos son: P_1 y P_4

$$P_3 = RP_4 \quad (3-39)$$

$$P_2 = RP_3 \quad (3-40)$$

Sustituyendo P_3 de 3-39 en 3-40

$$P_2 = RRP_4 = R^2P_4 \quad (3-41)$$

$$P_1 = R^3P_4 \quad (3-42)$$

$$P_1 = R^{n-1}P_n \quad (3-43)$$

Haciendo: $n - 1 = k$

Se tiene:

$$R = \sqrt[k]{\frac{P_1}{P_n}} \quad (3-44)$$

Donde: n = numero de etapas

P_1 = presión en la 1ª etapa, psia

P_2 = presión en la 2ª etapa, psia

P_3 = presión en la 3ª etapa, psia

P_4 = presión en la 4ª etapa, psia

P_n = presión en el tanque de almacenamiento, psia

Los cálculos flash deben hacerse para diferentes condiciones supuestas de presión y temperatura para determinar el punto al cual se obtiene la mayor cantidad de líquidos. Sin embargo las ecuaciones expresadas anteriormente dan una aproximación práctica, que puede ser usada si no se tiene otra información disponible, para determinar la presión de la segunda etapa.

La **Figura 3-11** se muestra el diagrama de flujo para el caso de recompresión de un gas producido, con una eficiencia iso-entrópica de 0.75 se utiliza para todos los compresores, lo cual es una cifra media para compresores centrífugos y una presión de 2 psig para el separador de la tercera etapa para permitir el flujo de gas a la sección de succión del compresor sin dejar caer la presión por debajo de la atmosférica.

Las presiones P_1 y P_2 son variadas para encontrar la potencia mínima, como se muestra en la **Figura 3-12**, el caso óptimo para las presiones de la primera y la segunda etapa es de 400 y 90 psig, respectivamente. Las relaciones de compresión para estos niveles de presión son las siguientes:

$$R_1 = \frac{1019.7}{414.7} = 2.46; R_2 = \frac{414.7}{104.7} = 3.96; R_3 = \frac{104.7}{16.7} = 6.27 \quad (3-45)$$

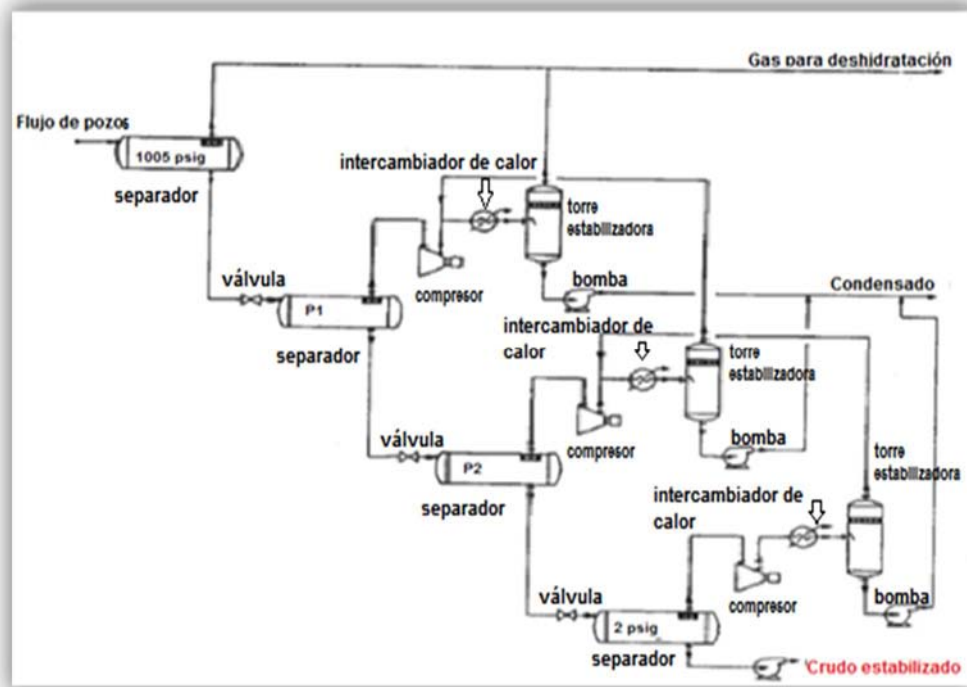


Figura 3-11. MSS con re-compresión de gas.

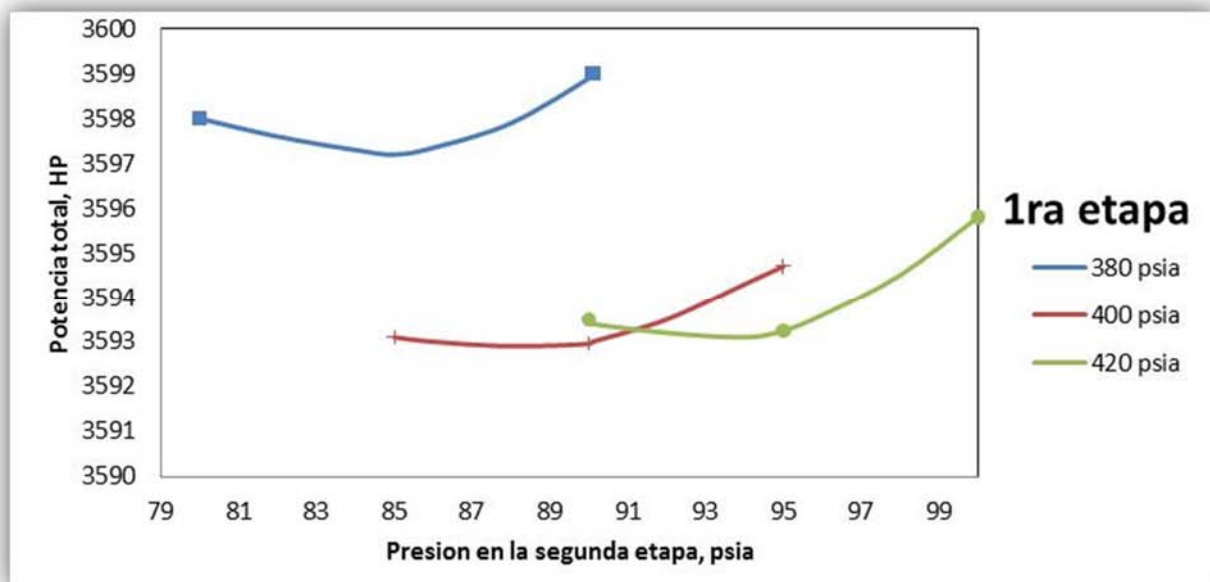


Figura 3-12. Mínimo requerimientos de potencia para el total de re-compresión

Sin embargo surgen dos posibles problemas, la formación de condensado y una situación en la cual es demasiado alta la relación de compresión. Los líquidos no pueden ser conducidos a los compresores sin que estos le causen graves daños, por lo que el condensado formado en el compresor debe ser removido por

los post-enfriadores antes de volver a la compresión y cualquiera de los líquidos condensados se supone que están separados en el depurador en la sección de succión del compresor.

Cuando es demasiado grande una relación de compresión en un compresor de tipo reciprocante por ejemplo, puede resultar en una temperatura demasiado alta del gas de descarga y/o carga excesiva de los vástagos de pistón para compresores de este tipo. Las temperaturas de los gases de descarga superior a 300°F pueden causar coque del aceite lubricante, en el caso mostrado aquí las dos primeras relaciones de compresión son aceptables, con valores y temperaturas de salida razonables (238°F y 267°F para el segundo, respectivamente). Para el caso donde una existe una relación de compresión a baja presión se pueden superar los límites de diseño para un compresor reciprocante. Sin embargo, el gas del separador a 2 psig es bastante pesado y cuando se comprime a 90 psig sólo se calienta a 263°F. La potencia requerida en caballos de fuerza para el gas es de 819 con un flujo de succión de 4,121 acfm, lo que probablemente permite el uso de un compresor centrífugo. Con un compresor reciproco, se requieren dos etapas sin refrigeración intermedia (o radiador).

La **Tabla 3-7** compara los resultados para los casos de mínimos requerimientos de compresión y máxima recuperación de líquido, el primer caso sufre pocas pérdidas en términos de producción de petróleo y densidad API. El uso de una presión de 2 psi en el separador aumenta la TVP del crudo, lo que provocará la pérdida a condiciones del ambiente y menor crudo estabilizado como lo indica en la tabla. Esto se contrarresta con la adición de un calentador de aceite corriente arriba en el último separador proporcionando una TVP aceptable y en algunos casos puede ser necesario también un enfriador para la estabilización del crudo.

Tabla 3-7. Comparación de Mínimo requerimientos de compresión y Máximo de recuperación de aceite

Caso	Crudo estabilizado,	Densidad aceite	Presión etapa, Psig	Total GOR,	TVP ,Psia
Mín HP	97,873	41.39	400, 90, 2	502	15.5
Máx Acei.	98,070	41.44	136, 19, 0	503	13.5

La potencia del compresor se calcula para el caso de máxima recuperación del líquido, para ello supone que se realice la compresión de la presión atmosférica la cual sea aceptable en el separador. La potencia para los dos casos se compararán en la **Tabla 3-8**.

Tabla 3-8. Comparación de Compresor HP para mínimos requerimientos de compresión y máxima recuperación de líquido

Etapas de compresion	Caso	
	Mín HP	Máx Acei.
1	819 hp	25 hp
2	1,289 hp	690 hp
3	1,485 hp	1,821* hp
		1,632* hp
Total	3,593 hp	4,268 hp

*Dos etapas de compresión son necesarias para evitar la temperatura del gas superior a 300 °F.

Las fuertes pérdidas en la potencia para una pequeña producción de petróleo se incrementan y es muy evidente, por lo que si la re-compresión es necesaria, la optimización en los caballos de fuerza (minimización) probablemente se verá compensada.

La **Figura 3-12** también indica que la operación a otras que las presiones óptimas exactas cambia la potencia total muy poco para el caso de mínimo requerimiento de potencia, uno podría argumentar que proporciones iguales de compresión sería más conveniente, pero con los gastos de gas que varían en cada etapa, el equilibrio de las cargas de compresión de una etapa no es posible para cualquier caso, entonces, los requerimientos del gas de combustible también deben ser considerados.

Kryska et al (1976) realizó de una minimización parecida de la potencia de la compresión en un esquema de separación de fases de cuatro etapas para un flujo en un pozo con una GOR de 1,100 scf/bbl. La **Figura 3-13** se muestra cómo la potencia total de la re-compresión varía con las presiones en los cambios en la segunda y tercera etapa, Kryska et al., corroboran los resultados previamente establecidos y también muestran una pequeña pérdida en la potencia que opera cerca pero no en lo óptimo.

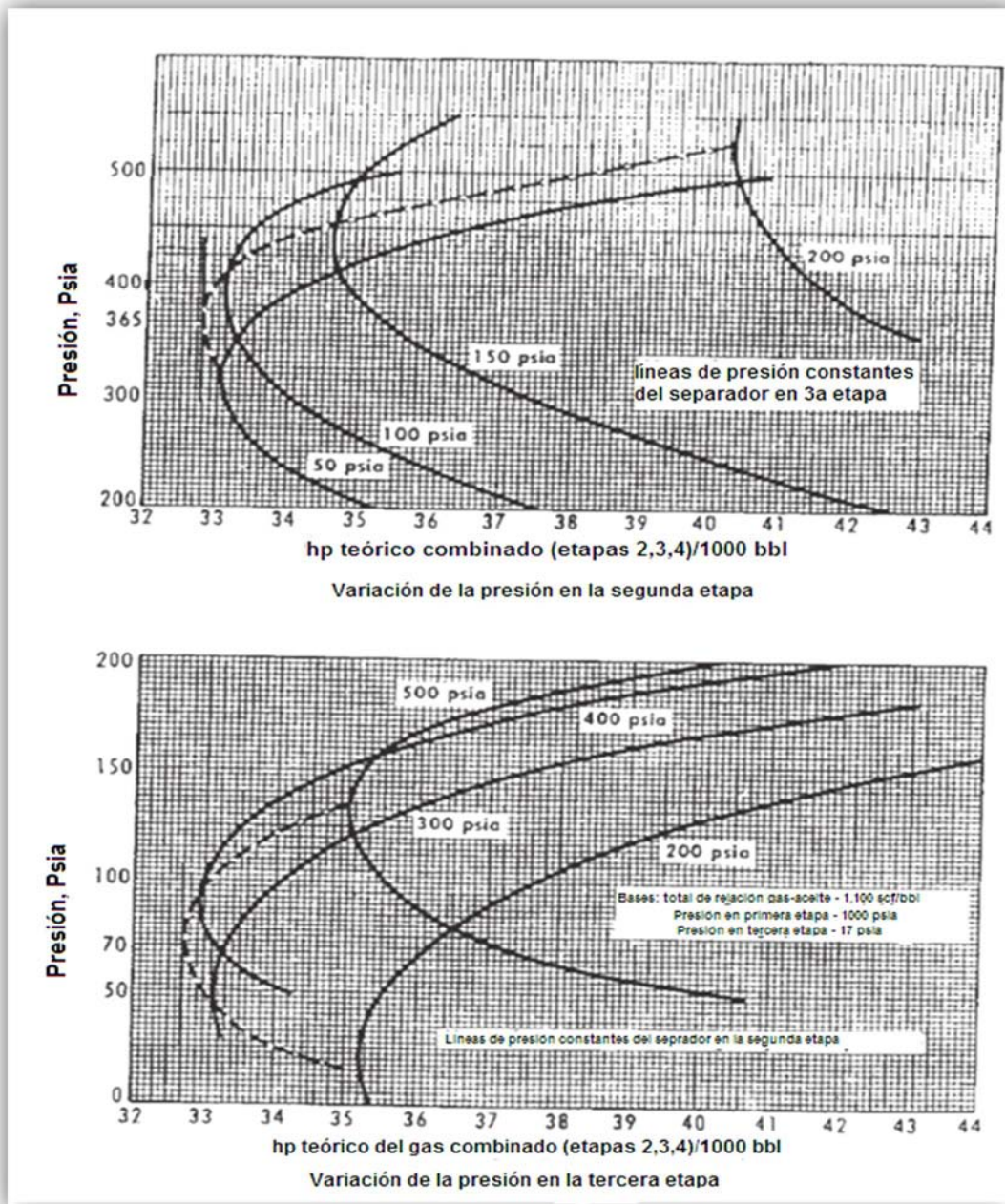


Figura 3-13. Minimización requerimiento de la potencia en la re-compresión, Kryska et al (1976).

Entonces, ¿Cuál es la ventaja de la potencia en la estabilización? La **Tabla 3-9** compara el caso de 100 psig con el anterior, el caso de mínimo requerimiento de potencia (**Tabla 3-7 y 3-8**). Podemos decir que la torre estabilizadora no sólo da una mayor recuperación de aceite sino también puede disminuir en gran medida la potencia de la re-compresión, lo que se traduce en una menor inversión en otros tratamientos y equipo.

Tabla 3-9. Comparativa del compresor para mínimo requerimiento de potencia HP y Estabilizador con recalentado

Etapas de compresión	Mín HP	Estabilizador (100 psig)
1	819	----
2	1,289	732
3	1,485	2,018
Total	3,593	2,750

3.4 ESTABILIZADOR DEL PETRÓLEO CRUDO

En la sección anterior en la separación de múltiples etapas, el petróleo crudo se evaporó en un separador, se eliminaron componentes ligeros y el líquido del punto de burbuja donde se bajó la presión; cuando se baja la presión, los vapores de hidrocarburos ligeros adicional se forman y se eliminan de nuevo en el separador a baja presión, por lo que agregando etapas adicionales de separación antes de que los crudos vayan hacia los tanques de almacenamiento da como resultado más alta recuperación de líquido y menor pérdida de vapor de hidrocarburos en los tanques de almacenamiento.

Es posible estabilizar un hidrocarburo líquido a presión constante mediante la separación instantánea sucesivamente del líquido de hidrocarburo a temperaturas crecientes como se muestra en la **Figura 3-14**, en cada etapa sucesiva la presión parcial de los componentes intermedios es mayor de lo que podría haber sido a esa temperatura si algunos de los componentes más ligeros no habían sido eliminados por la etapa anterior, ya que sería muy costoso para organizar un proceso como se muestra en la **Figura 3-14** no se realiza por lo mismo, en lugar de ello, el mismo efecto se puede obtener en un recipiente a alta presión de tipo vertical con una temperatura fría en la parte superior y una temperatura caliente en la parte inferior, esta unidad se llama un "estabilizador".

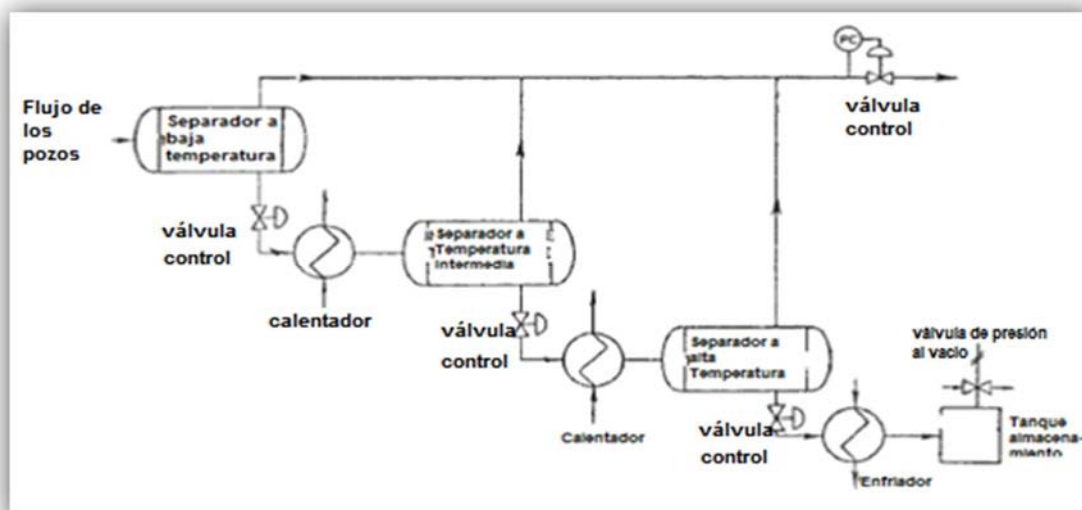


Figura 3-14. Separación múltiple a presión constante y el aumento de la temperatura.

Como se dijo anteriormente, un estabilizador de crudo utiliza el mismo principio que la separación de múltiples etapas, excepto que la separación instantánea que tiene lugar en una columna de estabilización es a una presión constante, pero con diferentes temperaturas. A medida que el hidrocarburo líquido cae de bandeja en bandeja en la torre, que se calienta por los gases calientes que burbujan a través del líquido, en cada una de estas, parte de los líquidos se vaporizan y otros como los gases calientes se condensan; por lo que los hidrocarburos líquidos que caen abajo de la torre se hacen ricos en componentes de crudo más pesados y en la parte superior están presentes los crudos más ligeros.

Mediante el control de la presión y la temperatura inferior de la torre, la presión de vapor del petróleo crudo en el fondo de la torre puede ser controlada, a una presión en conjunto de la torre, los crudos producidos con presión de vapor se pueden reducir mediante el aumento de la temperatura en el fondo o se puede aumentar mediante la reducción de la temperatura del fondo. Como se ha mencionado anteriormente, el líquido que sale de la torre a la temperatura de la bandeja inferior está en equilibrio con los vapores y se encuentra en su punto de burbuja, posteriormente se enfría antes de ir a su almacenamiento o a la tubería. Del mismo modo, los hidrocarburos ligeros que salen de la parte superior del estabilizador están en equilibrio con los líquidos sobre la bandeja superior y están en su punto de rocío.

La presión de operación del estabilizador normalmente es entre 100 y 200 psi (700-1400 kPa). Al operar el estabilizador en este intervalo de presión, los estabilizadores en la temperatura del fondo están en el rango de 200-400 °F (90-200 °C). Esto está dentro del rango normal de operación del intercambiador de calor para fluidos utilizados como medios de calentamiento. Por la presión de vapor de un producto de fondo dado, una presión de operación inferior del estabilizador requiere una temperatura más baja en la parte inferior, pero se requiere más de compresión para los gases en la parte superior (Manning, 1995).

Otro problema que debe ser considerado en el diseño del estabilizador es de la alimentación en frío frente a otro de reflujo, un estabilizador de alimentación en frío sin reflujo no alcanza una buena división entre las fracciones ligeras y las fracciones pesadas como una estabilización con reflujo; por lo tanto, las recuperaciones no son tan altas. Una columna con reflujo requiere equipo adicional, una mayor inversión de capital y un mayor costo operativo, pero se ve compensado por lograr una mayor recuperación. Las descripciones de un estabilizador de alimentación en frío y un estabilizador con alimentación de reflujo, se mencionan en los procesos más complejos.

En cualquier caso, los estudios del caso muestran que la optimización del diseño no puede ser tan simple como maximizar la recuperación de petróleo en el tanque de almacenamiento (es decir, minimizar el encogimiento de petróleo crudo). Un estudio económico detallado incluiría varios factores adicionales, tales como los precios actuales y futuros del crudo y del gas, los tamaños a discreción de compresores disponibles, la disponibilidad y/o la seguridad en el recalentamiento y todos los requerimientos del gas de combustible individualmente (gastos y abastecimiento para las presiones).

3.5 DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADORES DE DOS FASES

3.5.1 Método analítico

Arnold (1998) propone el siguiente método para realizar el dimensionamiento de separadores de dos fases.

- ✓ Separador horizontal

Para dimensionar un separador horizontal se requiere elegir un diámetro y una longitud de costura a costura del separador para satisfacer las condiciones para la capacidad de gas y la capacidad de líquido y que permitan la separación de estas dos fases, también se debe proporcionar tiempo de retención suficiente para permitir que el líquido se estabilice.

Para un separador que contiene 50% de líquido y gas con gotas de aceite de 100 micras, se aplican las siguientes ecuaciones:

- Capacidad de gas

$$dL_{\text{eff}} = 420 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \quad (3-46)$$

Donde: d = diámetro interno de separador, pg

L_{eff} = longitud efectiva del separador, ft

T = temperatura de operación, °R

Q_g = gasto de gas, MMscfd

P = presión de operación, psia

Z = factor de compresibilidad del gas

C_D = coeficiente de arrastre

d_m = diámetro de las gotas de aceite en el gas, micras

ρ_g = densidad del gas, lb/ft³

ρ_l = densidad del líquido, lb/ft³

- Capacidad de líquido

$$d^2 L_{\text{eff}} = \frac{t_r Q_l}{0.7} \quad (3-47)$$

Donde: t_r = tiempo de retención deseado para el líquido, min

Q_l = gasto de aceite, bpd

- Longitud de costura a costura y relación de esbeltez

Una vez que se ha elegido la longitud efectiva del separador se debe determinar La longitud de costura a costura de éste, para ello tenerse en cuenta espacio extra para el desviador de entrada y extractor de niebla. Para fines de selección la siguiente la aproximación ha demostrado ser muy útil:

$$L_{\text{ss}} = L_{\text{eff}} + \frac{d}{12} \text{ para capacidad de gas} \quad (3-48)$$

$$L_{\text{ss}} = \frac{4}{3} L_{\text{eff}} \text{ para capacidad de líquido} \quad (3-49)$$

Las **ecuaciones 3-48** y **3-49** permiten varias opciones de diámetro y longitud, con ello se puede intuir que si menor es el diámetro, más pequeño es el recipiente y por lo tanto menor es su costo, sin embargo, si se disminuye el diámetro aumenta la posibilidad de que la alta velocidad en el flujo de gas cree olas y arrastre líquido en la interfase de gas y líquido. Si ésta velocidad es muy grande y la longitud dividida por el diámetro (relación de esbeltez) es mayor que 4

o 5 el arrastre de líquido podría convertirse en un problema, por ello que la relación de esbeltez deben ser igual o mayor que 1, los separadores más comunes están diseñados para relaciones de esbeltez de 3 a 4.

- Procedimiento

1. Calcular los valores de d y L_{eff} que satisfacen la capacidad de gas

$$dL_{eff} = 420 \left[\frac{TZO_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2}$$

2. Calcular los valores de d y L_{eff} que satisfacen el tiempo de retención

$$d^2 L_{eff} = \frac{t_r Q_l}{0.7}$$

3. Estimar la longitud de costura a costura

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12}$$

$$L_{ss} = \frac{4}{3} L_{eff}$$

4. Seleccionar un diámetro y una longitud razonable, recordando que la relación de esbeltez ($12L_{ss}/d$) esta comúnmente entre valores de 3 y 4, este valor no debe ser mayor a 5.

- ✓ Separador vertical

En separadores verticales se debe emplear un diámetro mínimo para permitir que las gotas de líquido se separaren del gas que se mueve verticalmente. Las especificaciones para el tiempo de retención del líquido combinan el diámetro y la altura del volumen de líquido.

- Capacidad de gas

$$d^2 = 5,040 \left[\frac{TZO_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \quad (3-50)$$

- Capacidad de líquido

$$d^2 h = \frac{t_r Q_l}{0.12} \quad (3-51)$$

Donde: h = altura del volumen de liquido

- Longitud de costura a costura y relación de esbeltez

La longitud de costura a costura del separador debe ser determinada una vez que si conocen el diámetro y la altura del volumen de líquido.

Como en al caso de los separadores horizontales de debe tener una tolerancia para la sección de separación de gas, el extractor de niebla y espacio para la salida de agua tal como se muestra en la **Figura 3-15**. Para calcular la longitud de costura a costura se emplean las siguientes expresiones empleando el valor mal alto entre ambas:

$$L_{ss} = \frac{h+76}{12} \quad (3-52)$$

$$L_{ss} = \frac{h+d+40}{12} \quad (3-53)$$

Al igual que con los separadores horizontales, cuanto mayor sea la relación de esbeltez, menor es el costoso el recipiente. En separadores verticales cuyo dimensionamiento está dominado líquido, es común elegir relaciones de esbeltez no mayores de 4 para mantener la altura de la sección de acumulación de líquido a un nivel razonable, por lo tanto es común elegir valores de entre 3 y 4, aunque las restricciones de altura pueden forzar la elección de una relación de esbeltez menor.

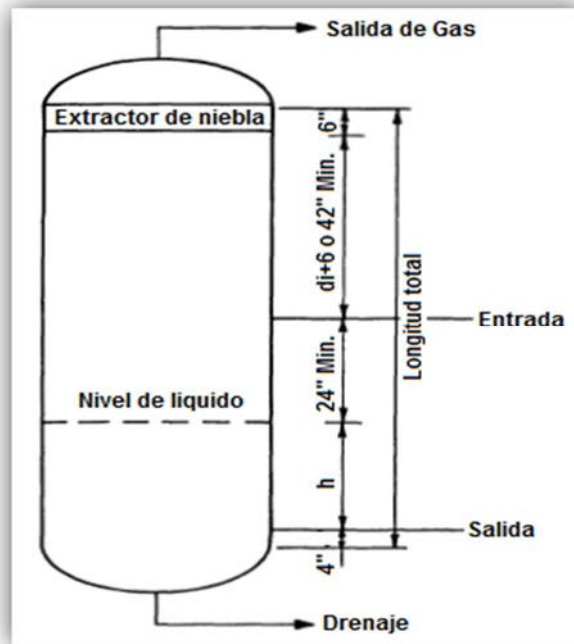


Figura 3-15. Altura aproximada de la sección de líquido

3.5.2 Método gráfico

El método gráfico descrito por Gómez (1984) para determinar la capacidad de los separadores horizontales y verticales convencionales, esta realizado con el objeto de utilizarse en separadores cilíndricos de dos fases, horizontales o verticales y de una sola pieza. La confiabilidad de estas curvas, ha sido verificada mediante pruebas de campo y contemplan una amplia variedad de condiciones.

Si se tienen aceites que producen espumas, el tiempo de retención requerido se incrementará de tres a seis veces en relación al que se requerirá para aceites no espumosos. El incremento en el tiempo de retención es proporcional a la tendencia de formar espuma del aceite. se acostumbra utilizar antiespumantes para evitar el empleo de separadores con mayores dimensiones.

Las capacidades de aceite y gas que se muestran en las curvas para separadores convencionales tanto verticales como horizontales están basadas en una longitud de 10 pies, deberá hacerse una corrección para alcanzar la capacidad adecuada.

La capacidad de separación de gas de un separador vertical de aceite y gas es directamente proporcional al área de la sección transversal del separador e inversamente proporcional a la longitud del cuerpo. El cambio en la capacidad de separación depende de los líquidos producidos por el pozo y otras condiciones.

Por lo general, la capacidad de líquido de un separador vertical es directamente proporcional a la altura del nivel de líquido, en la sección de acumulación del recipiente. En separadores verticales de aceite y gas, es práctica normal que la altura del líquido no exceda de uno a tres veces, el diámetro del separador, dependiendo de la exactitud de su diseño.

La capacidad de gas de un separador horizontal es proporcional al área de la sección transversal del recipiente disponible al flujo de gas. De esta manera, el diámetro de un separador horizontal y la altura del líquido controlan la capacidad de separación del gas. Al cambiar la longitud de los separadores horizontales con respecto a la longitud convencional de 10 pies, no afecta en gran medida la capacidad del gas de estos separadores, excepto en condiciones especiales, como el caso del aceite espumoso.

Las capacidades de los depuradores convencionales (scrubbers) de gas pueden ser determinadas de estas curvas. Si se usa una malla de alambre entretejida como extractor de niebla en los depuradores, las capacidades de gas serán aproximadamente nueve décimas (9/10) de las capacidades obtenidas de las curvas para los tamaños de recipiente correspondiente. Esta reducción en la

capacidad, es ocasionada por la carga de líquido sobre la malla de alambre entretejido.

Las curvas están elaboradas para que puedan ser utilizadas en ambos sentidos:

- 1) Para determinar las dimensiones del separador requerido para manejar un volumen dado de fluidos.
- 2) Para determinar el volumen de fluidos que se podrán manejar dadas las dimensiones del separador.

La capacidad de líquido de un separador horizontal depende de la capacidad volumétrica destinada al asentamiento del líquido de la sección de acumulación del separador. Esta capacidad volumétrica está determinada por el diámetro interior del recipiente, la longitud del cuerpo y la altura del líquido.

Los cálculos de las capacidades de gas, están basados en la ley de Stokes y suponen que la separación de gas y líquido se efectúa por la diferencia de densidades entre el líquido y el gas mediante las velocidades adecuadas de ambas fases.

Las velocidades relativas netas del gas fueron seleccionadas de manera que se realizará una separación de todas las partículas líquidas de 100 micras de diámetro o mayores.

- ✓ Capacidad de líquido de un separador vertical

Las capacidades están basadas en las siguientes consideraciones:

- 1) Un parámetro, que indica el tiempo de retención.
- 2) Flujo estable, no hay cabeceo.
- 3) Aceite no espumoso.
- 4) La temperatura del aceite debe ser superior a la cual se forma la parafina.
- 5) La densidad relativa del aceite de 35 °API o mayor.
- 6) La viscosidad de 50 S.S.U. (Viscosidad Universal Saybolt) o menor.
- 7) El nivel del líquido en el separador no deberá exceder a tres veces el diámetro del separador.

✓ Capacidad de gas de un separador vertical

Las capacidades están basadas en las siguientes consideraciones:

- 1) Volúmenes medidos a condiciones estándar (60 °F y 14.7 lb/pg²).
- 2) Flujo estable, no hay cabeceo.
- 3) Aceite no espumoso.
- 4) Longitud del recipiente de 10 pies.
- 5) Temperatura de operación superior a la de formación de hidratos.
- 6) La densidad relativa del gas de 0.65 (aire=1.0).
- 7) El gas deberá de acarrear menos de 1.0 gal. de líquido/MMpcd.

✓ Capacidad de líquido de un separador horizontal

Las capacidades están basadas en las siguientes consideraciones:

- 1) Un parámetro que indica el tiempo de retención
- 2) Flujo estable, no hay cabeceo.
- 3) Aceite no espumoso.
- 4) La temperatura del aceite debe ser superior a la cual se forma la parafina.
- 5) La densidad relativa del aceite de 35 °API o mayor.
- 6) La viscosidad de 50 S.S.U. o menor
- 7) La longitud del recipiente de 10 pies.

✓ Capacidad de gas de un separador horizontal

Las capacidades están basadas en las siguientes consideraciones:

- 1) Volúmenes medidos a condiciones estándar (60 °F, 14.7 lb/pg²).
- 2) Flujo estable, no hay cabeceo.
- 3) Aceite no espumoso.
- 4) Longitud del recipiente de 10 pies.

3.6 LOS CONDENSADOS

Considere el esquema de un proceso de re-compresión del gas en el separador que se muestra en la **Figura 3-16**, observe que en la condensación es muy probable que ocurra en los enfriadores finales del compresor, y esto produce corrientes de condensado que son inestables a la presión atmosférica, estos líquidos se deben manejar a ciertas condiciones, de las cuales existen varias formas:

- 1) El transporte de condensado separado por tubería, camión, barcaza o buque tanque.
- 2) Inyectar condensado en el crudo (crudo spike*).
- 3) Mezclar condensado de gas en gasoductos.
- 4) Reciclar el condensado, al eliminarlo mediante la inyección de nuevo en la alimentación del separador.

*Al referirse a los crudos spike, son crudos a los que se han añadido ciertas fracciones de destilación (conocidos también por crudos descabezados o reconstituidos).

Crudo despuntado (crude spike): Petróleo crudo al cual se le han extraído naftas y otros hidrocarburos ligeros para la producción de aromáticos.

Crudo reconstituido: (Enriched oil): Petróleo crudo despuntado con inyecciones de pentanos y naftas ligeras.

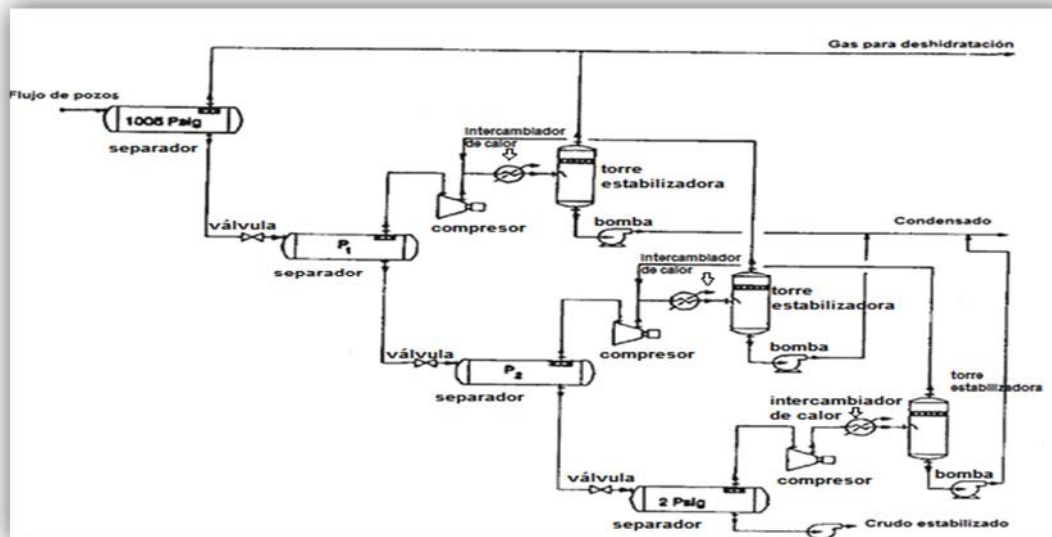


Figura 3-16. MSS con re-compresión del gas.

3.6.1 El Transporte

El transporte de condensado separado es a menudo una opción muy cara, ya que el almacenamiento y transporte de un líquido a alta presión de vapor presentan problemas por su difícil manejo. La alternativa es estabilizar el condensado en un torre contactora que recalienta en la misma manera que el petróleo crudo se estabiliza, como se muestra en la **Figura 3-17**, el gas en la parte superior del estabilizador debe ser reciclado, quemado, o se utiliza como combustible, aunque una tubería adicional para el transporte de condensado puede tener un costo extra, en ese caso se pueden utilizar los tanques, barcos o camión de transporte que pueden costar menos.

Torre contactora: Este recipiente que contiene bandejas con válvulas o casquetes de burbujeo para proveer un buen contacto entre gas y líquido, en donde la limpieza es muy importante para prevenir los puntos de rocío altos del gas de descarga causado por la formación de espumas y/o el contacto pobre entre gas-líquido. Otros problemas frecuentes son el taponamiento o el empaquetamiento de las bandejas que pueden aumentar también las pérdidas de glicol. Durante un arranque de la planta de tratamiento, la presión en la torre de absorción se debe llevar lentamente hasta el rango de operación y entonces se debe circular el glicol para obtenerse un cierto nivel de líquido en todas las bandejas, a continuación, se debe aumentar lentamente el gasto del gas a ser tratado, hasta que se alcance el nivel de operación (Duerto, 2009).

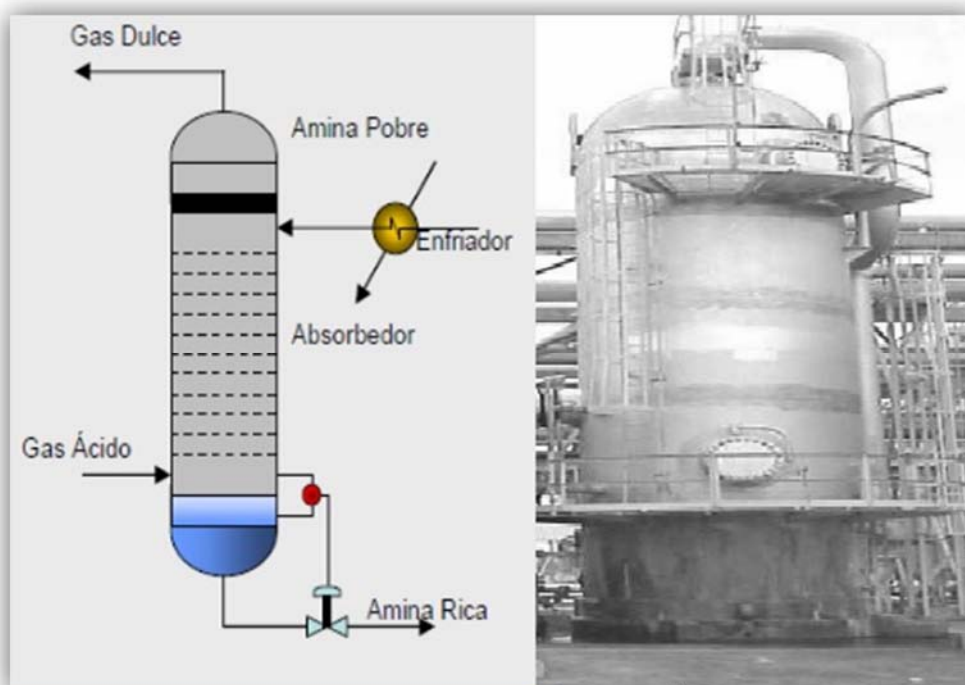


Figura 3-17. Torre contactora.

3.6.2 Inyección en el crudo

La inyección del condensado en el petróleo crudo (o crudo spike) es muy redituable ya que aumenta el volumen de aceite y la densidad API del crudo, se enfatiza que el condensado debe ser estabilizado antes de la mezcla o un crudo con alta presión de vapor debe ser canalizada y esta presión ajustada en el extremo de la salida de la tubería.

3.6.3 Inyección en la tubería de gas

La inyección de condensado en la tubería de gas produce un flujo de dos fases y se acompañan de dos problemas, por un lado, un diámetro de la línea más grande y otro es la necesidad de un raspado periódico de la línea, en algunos casos esta alternativa puede representar una solución económica. Como se verá más adelante, el flujo de dos fases en la tubería es casi seguro que se forme si no se toman medidas preventivas, cualquier condensación del gas aumentara ligeramente el contenido de líquido.

3.6.4 Reciclado

Reciclar el condensado es posible, como se muestra en la **Figura 3-18**, en este proceso sólo se producen dos componentes; es decir, el gas y el petróleo estables, sin embargo, las corrientes de recirculación pueden causar excesivos incrementos en la potencia del compresor debido a la acumulación interna del material reciclado (Manning,1995).

Otro problema que puede ocurrir con la re-compresión del gas se muestra en la **Figura 3-19**, que muestra el diagrama de fases de un gas separado a alta presión a partir de un condensado, el gas se encuentra en su punto de rocío a la presión del separador de 1000 psig; debido a que este gas es transportado en una tubería a presión y temperatura decreciente, se produce condensación retrógrada y origina un flujo de dos fases.

La única medida correctiva para este caso es simple, enfriar el gas en el campo a una temperatura inferior a la temperatura más baja esperada (LET) en la tubería. Este control del punto de rocío puede requerir refrigeración mecánica, que es un proceso complejo no siempre apropiado en una planta de tratamiento de campo. Además, como Penick (1983) ha señalado, la reducción del punto de rocío del gas a un nivel tan bajo puede producir un condensado que no puede ser inyectada o reciclado al petróleo crudo sin aumentar la presión de vapor del crudo por encima de 14.7 psia.

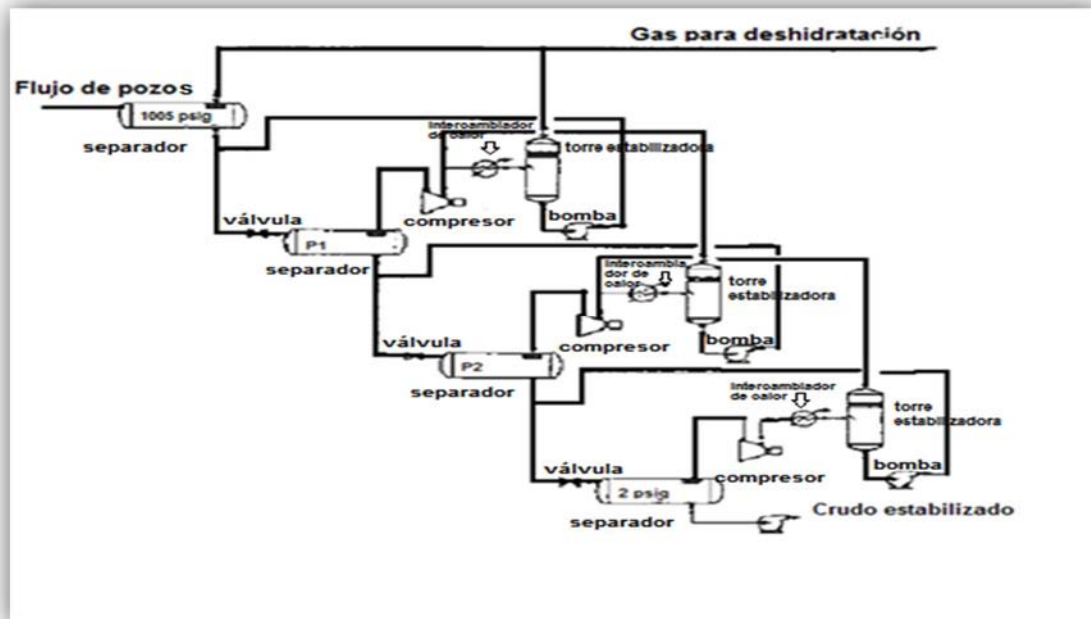


Figura 3-18. MSS con re-compresión del gas y reciclaje de condensado.

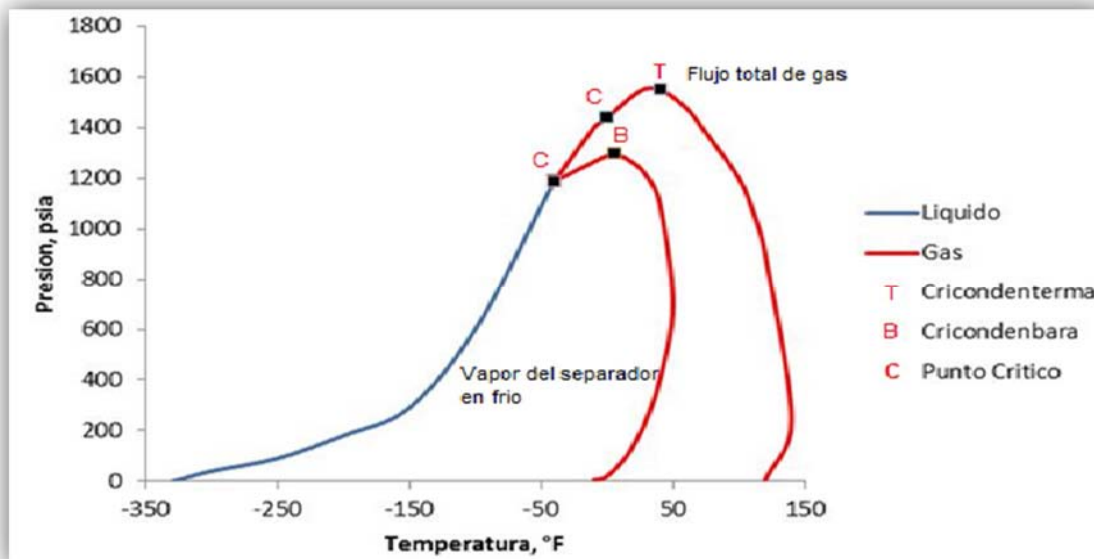


Figura 3-19. Diagrama P-T del punto de rocío para control de la temperatura.

El estudio anterior indica claramente que la selección de un esquema de procesamiento en campo para un crudo de gasto medio a alto GOR puede ser un proceso complejo que requiere un análisis técnico y económico a fondo. La regla general en el procesamiento en campo se puede decir que es hacer el menor procesamiento posible, esta recomendación es especialmente apropiada para las plataformas costa afuera en donde el área en planta es excesivamente costosa y por las limitaciones de peso son muy difíciles de manejar.

3.7 PROCESOS MÁS COMPLEJOS

3.7.1 Estabilizador con alimentación en frío

Un sistema de estabilización de alimentación en frío típico se muestra en la **Figura 3-20**, el crudo producido se procesa en un separador a alta presión que opera a 1000 psig (7,000 kPa), en este separador, la mayoría de los componentes ligeros, tales como metano, se puede quitar sin una pérdida significativa de los componentes pesados, mientras que el agua producida que es más pesada también se retira del crudo. El petróleo crudo se dirige a la columna del estabilizador, que debe operar por debajo de 200 psig (1,400 kPa), el estabilizador es una columna de destilación convencional con un recalentador pero sin condensador en la parte superior, la falta de un condensador superior significa que no hay reflujos del líquido de la corriente en la parte superior de la columna, por lo tanto, se introduce en la bandeja superior y debe proporcionar todo el líquido frío para la torre, ya que la alimentación se introduce en la bandeja superior, es importante para minimizar la separación instantánea en la corriente de manera que los componentes pesados no se pierden en la parte superior. A veces un enfriador se incluye en la corriente de alimentación para reducir la temperatura de la misma y reducir la tendencia a la separación instantánea.

El producto en el fondo del estabilizador se dirige al almacenamiento, en éste debe incluir un enfriador para el producto y enfriarlo en el fondo, lo cual evita la vaporización del líquido a medida que se baja a la presión para su almacenamiento. Dependiendo de la presión de operación, la temperatura en el fondo estará en el intervalo de 90-200°C (200-400°F).

El gas en la parte superior se puede utilizar como combustible o para comprimir y se incluye con el gas para venta; para el caso del agua que entra en la columna en la corriente de alimentación, se acumula en el medio de la columna debido a la variedad de temperaturas implicadas, está agua no se puede dejar con el producto de fondo o con la corriente superior; por lo tanto, deben hacerse disposiciones destinadas para eliminar esta agua en una bandeja cerca de la mitad de la columna. Ya que el calentamiento del crudo en la torre actúa como un demulsificante para eliminar el agua del crudo así como la excelente capacidad de separación de agua del estabilizador, ocasionan que generalmente se elimine la necesidad de un sistema de deshidratación de crudo.

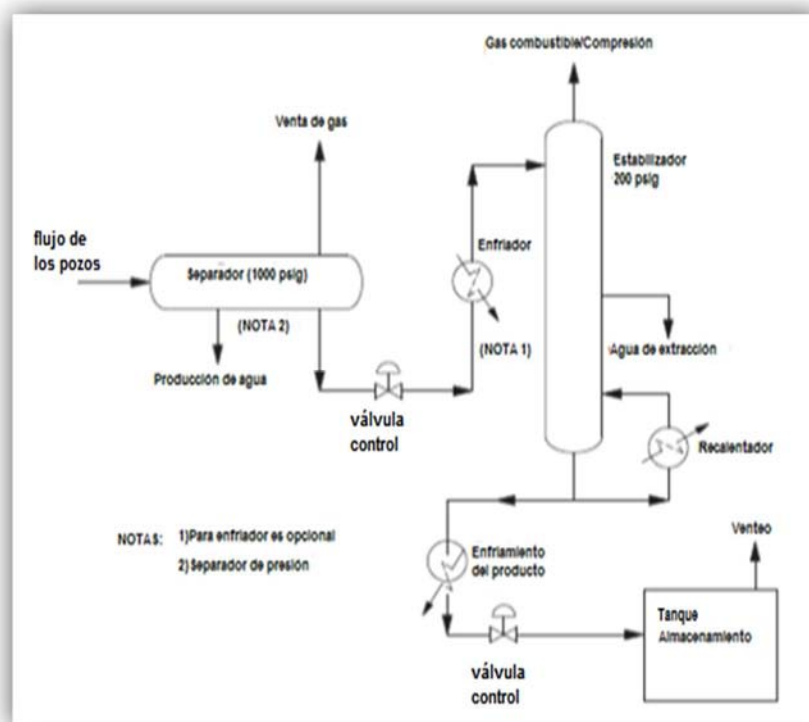


Figura 3-20. Esquema de un típico sistema de estabilización de alimentación en frío.

El uso de una torre estabilizadora de recalentado demostró mayor recuperación de petróleo crudo y el aumento de la densidad API del petróleo, así como un menor requerimiento de potencia de re-compresión. La ventaja de un mayor recuperación en el crudo se realiza también mediante el procesamiento del gas a alta presión combinado para recuperar el condensado (Minkkenen, 1981). La **Figura 3-21** se muestra el uso de enfriamiento con un refrigerante en la estabilización del condensado antes de la inyección en el crudo. El gas en la parte superior del estabilizador satisface algunas de las necesidades de combustible para el tren de compresión. Este proceso elimina la condensación retrógrada en un gasoducto.

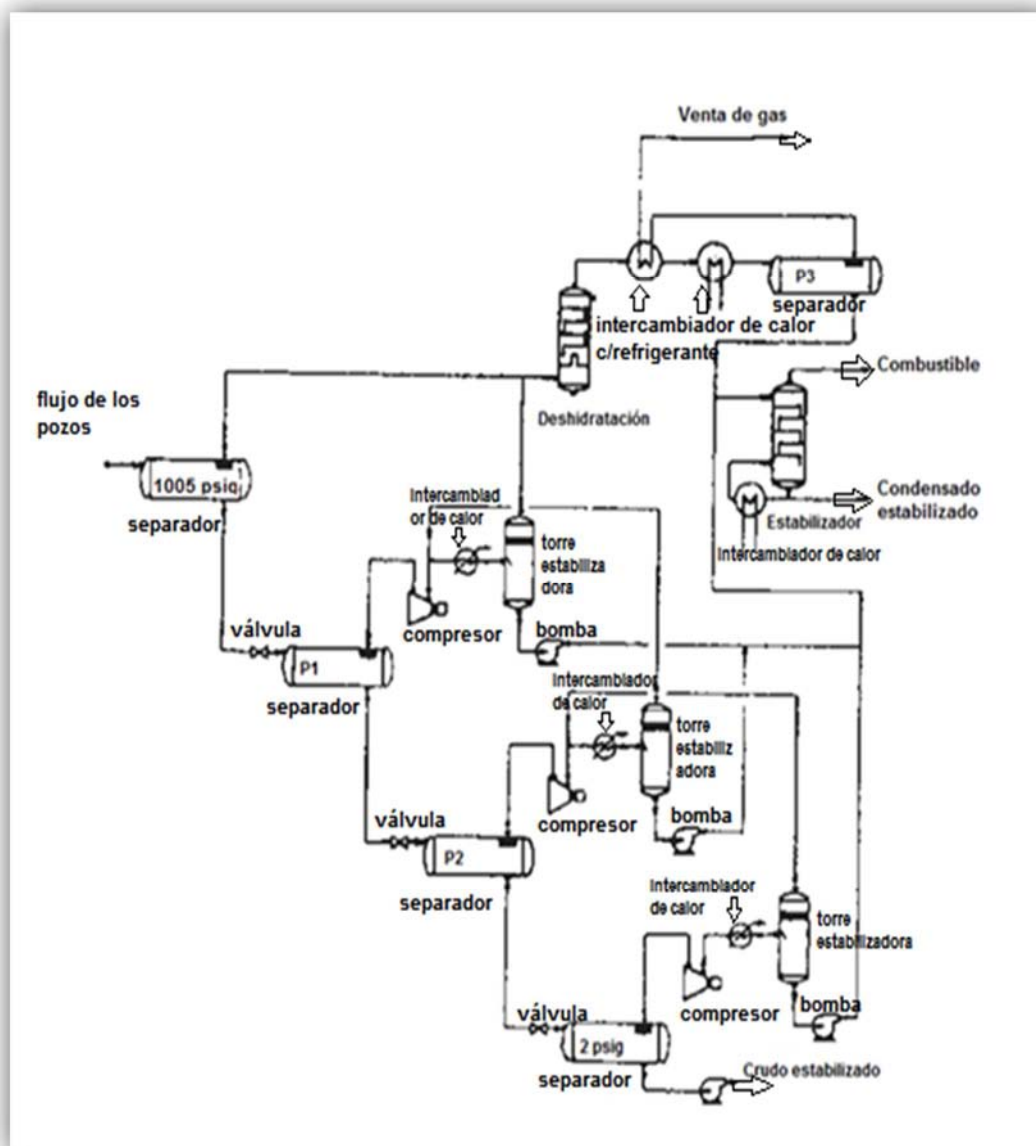


Figura 3-21. MSS con gas de venta para control del punto de rocío.

Otros procesos complejos, como son una modificación relativamente simple del proceso de MSS es para calentar el aceite en un cierto punto en el proceso, por ejemplo, si el flujo del pozo no es muy caliente, un intercambiador de calor para el aceite se puede utilizar para calentarlo y aumentar el rendimiento de gas a alta presión, si el gas contiene hidrocarburos más pesados, este enfoque es compatible con la recuperación de condensado. Además, el petróleo crudo que fluye en la etapa del separador final puede ser calentado para producir un aceite en la tubería con menor PVR y un enfriador puede ser necesario para el aceite en la tubería, como se muestra en la **Figura 3-22**.

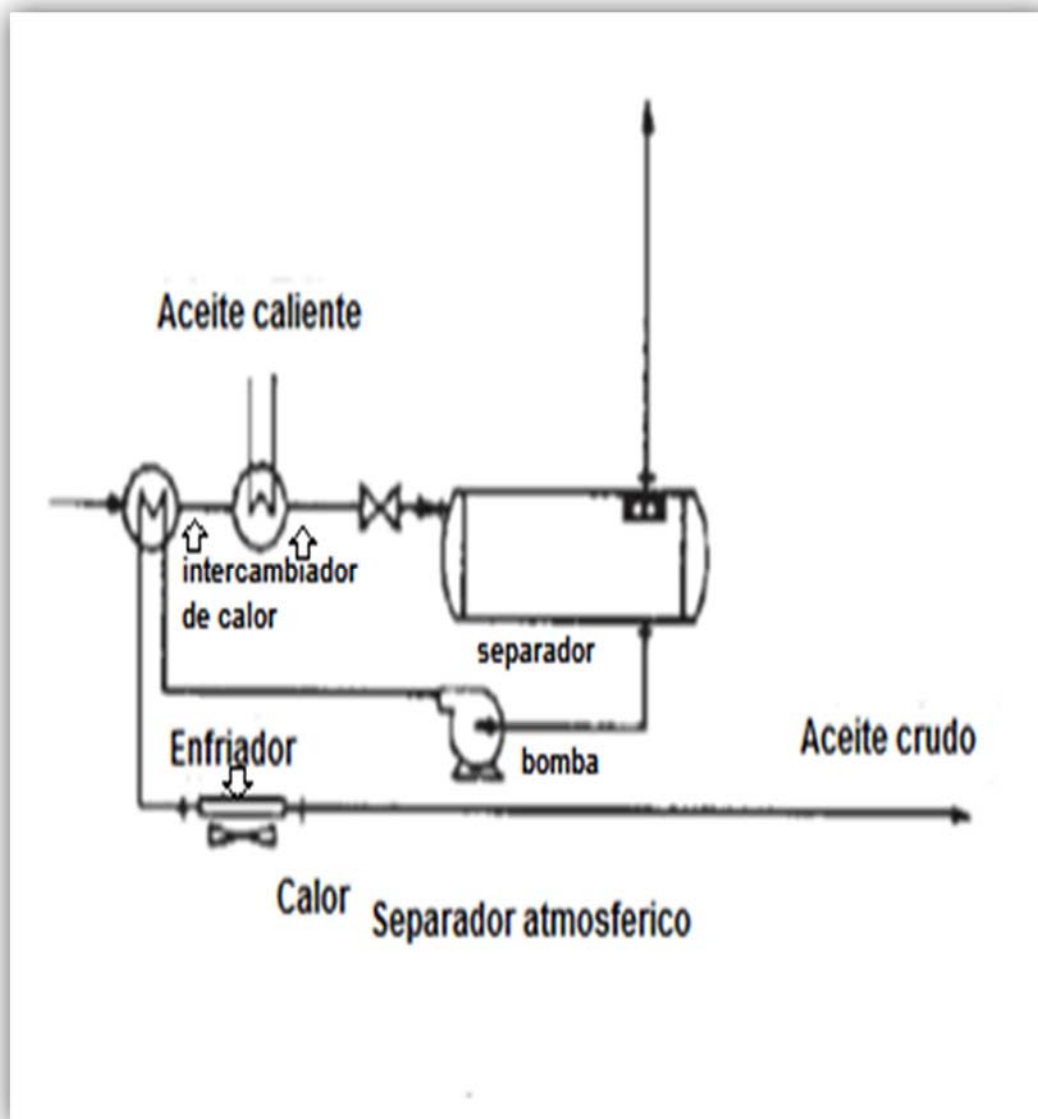


Figura 3-22. Control de PVR del crudo por calentamiento.

En otros ejemplos, como menciona Sanderson (1976) en donde presenta un esquema en el cual la etapa de separación con re-compresión del gas que se recicla hacia el petróleo crudo de la tubería para absorber gas natural de los líquidos, como se muestra en la **Figura 3-23**, en donde la combinación de gas y petróleo se enfría antes de la separación, esta técnica no es un proceso de reciclaje verdadero porque el petróleo crudo "reciclado", después del contacto con el gas a ser canalizado a la tubería, se lleva a una presión intermedia y luego se reinyecta en la tubería de petróleo crudo. Sin embargo, existe un reciclado del condensado en la segunda y tercera etapa, la supuesta ventaja de este proceso es un menor condensado en la tubería de gas y el petróleo crudo obviamente tiene una presión de vapor Reid muy alta.

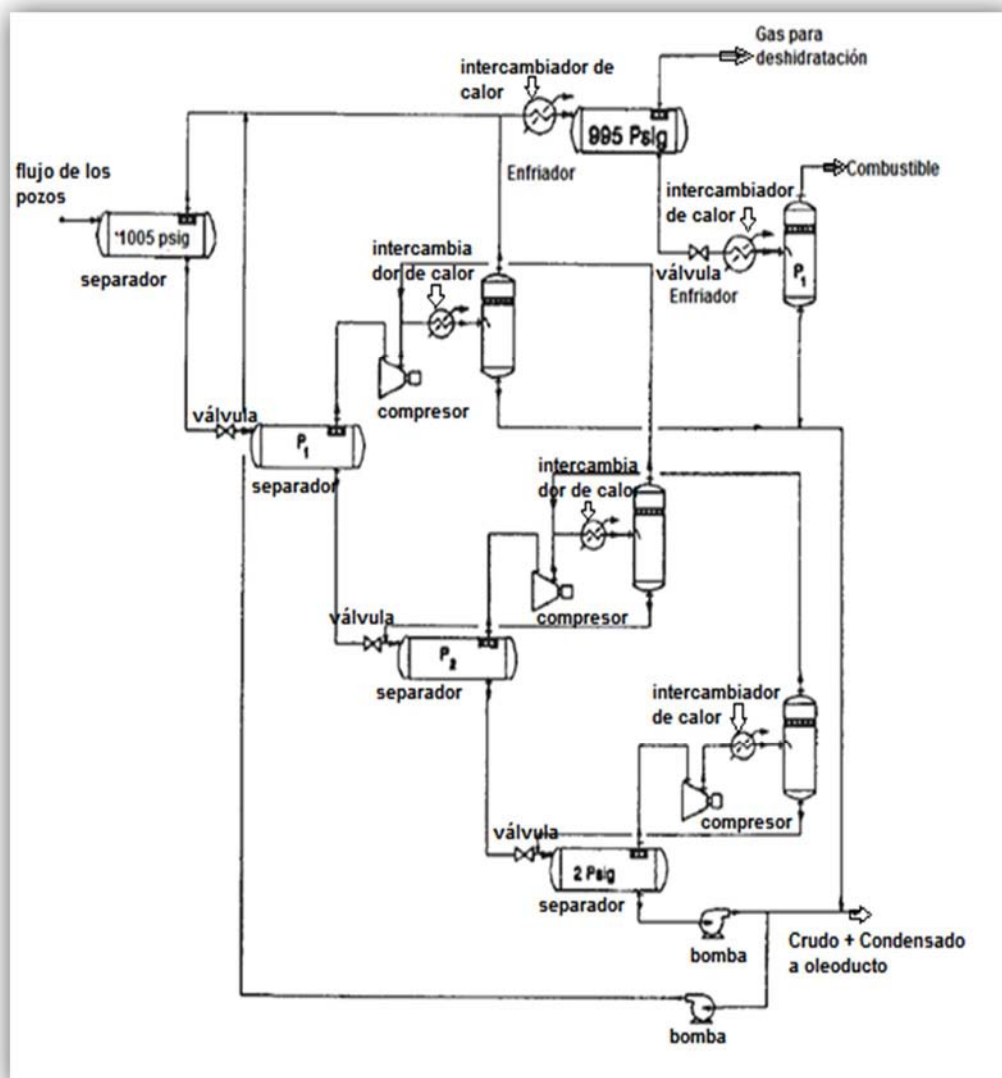


Figura 3-23. Procesos Campo Brent (Sanderson, 1976).

Quizás el procesamiento más sofisticado sugerido es la descrita por Minkkenen (1981), como se muestra en la **Figura 3-24** casi todos los demás componentes volátiles (C1-C4) se eliminan primero a partir del petróleo crudo por la separación instantánea a la presión atmosférica seguida por el calentamiento del líquido en el separador a 140-190°F y en donde el crudo caliente se separa y maneja a la presión atmosférica, a continuación se enfría los fluidos separados, que tienen una PVR de sólo 3-4 psia, las corrientes de vapor resultantes se combinan, se comprimen, se enfrían y se deshidratan con trietilenglicol.

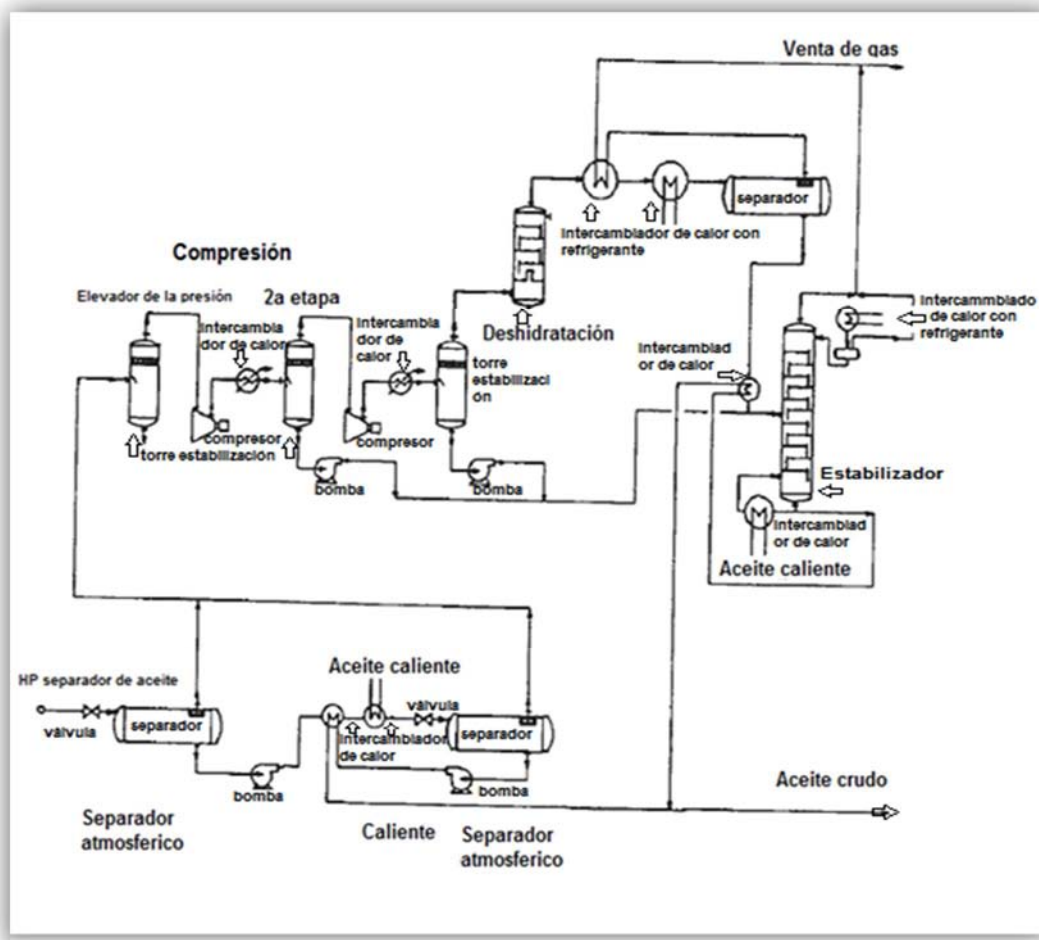


Figura 3-24. Proceso de estabilización selectiva (Minkkinen, 1981).

El gas a alta presión se enfría por refrigeración y se separa para obtener un gas seco para venta y un condensado, el condensado se estabiliza para obtener un líquido que contiene principalmente (C4+) en una columna fraccionadora se calienta a reflujo por un segundo enfriador de propano; la corriente de fondo es finalmente inyectada de nuevo dentro del crudo muerto, lo que produce la recuperación máxima de 10 PVR del crudo.

En comparación con un método simple, el proceso convencional del método de separación de múltiples etapas (MSS) es:

1. Los incrementos de recuperación de crudo en un mayor porcentaje.
2. Aumenta la densidad API del crudo.
3. Reduce la producción de gas.
4. Reduce el punto de rocío del gas hidrocarburo.

3.7.2 Estabilizador de crudo con alimentación de reflujo

Un sistema de estabilización de crudo típico con reflujo y un intercambiador de calor de alimentación inferior se muestra en la **Figura 3-25**. En esta aplicación la temperatura en la parte superior de las columnas se controla a través de enfriar y condensar parte de los gases de hidrocarburos que salen de la torre y el bombeo de los líquidos resultantes de vuelta a la torre. Esto reemplaza la alimentación en frío con el estabilizador anterior y permite un mejor control de la producción, resultando al final en una recuperación ligeramente mayor de los crudos pesados.

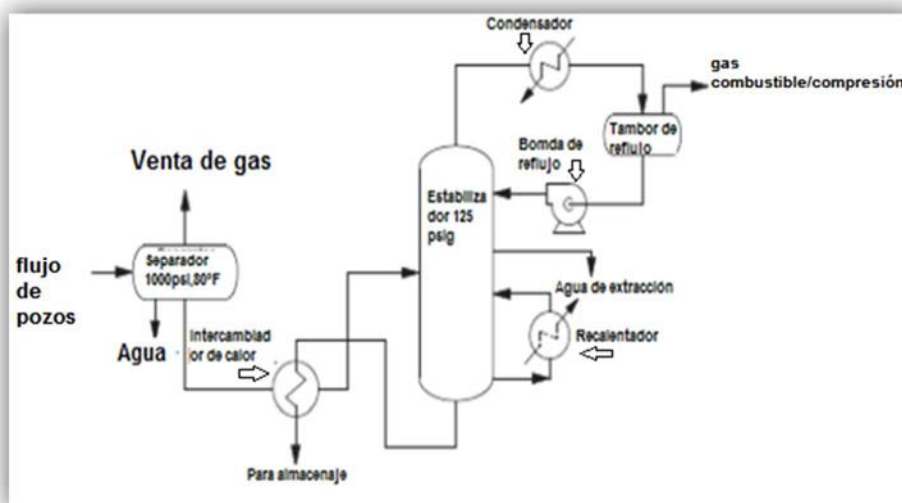


Figura 3-25. Esquema de una estabilización de crudo típico con alimentación de reflujo/intercambiador de calor inferior.

Ya que el condensador de reflujo proporciona el enfriamiento necesario en la parte superior del estabilizador, ya no se requiere de alimentación en frío; como se muestra, la alimentación al estabilizador se calienta por intercambio de calor con el producto en el fondo de los estabilizadores y se introduce ahora en la sección media del estabilizador (Ken Arnold, 1998).

Los principios de este estabilizador son los mismos que los convencionales, discutidos anteriormente; la selección se realiza mejor por un ingeniero familiarizado con el diseño de los sistemas de estabilización de crudo, sin embargo se deben considerar los costos adicionales de los equipos de este esquema y evaluados en relación con el potencial más alto de recuperación de petróleo crudo.

Siguiendo con el diseño, se requiere de un equilibrio térmico en toda la torre, el calor que sale de la torre en forma de gas por la parte superior y el líquido

en el fondo tiene que ser equilibrado por la entrada de calor en la alimentación y el recalentador, si la columna tiene un reflujo, esta cantidad de calor tiene que ser añadido para que alcance el equilibrio dicha columna.

Un estabilizador adecuadamente diseñado y operado puede satisfacer una presión de vapor de aceite deseado en un crudo y los resultados en la recuperación son superiores a la de un típico sistema de separación de múltiples etapas, pero los costos de inversión y operación iniciales de un estabilizador seguirán siendo mayores.

3.7.3 Algunas consideraciones para estos procesos

✓ Los componentes clave

La sola presión de vapor no define la facilidad con la que se pueden separar los componentes de una mezcla de líquidos, debido a que la presión de vapor de cada componente es afectado por la composición de está. En una mezcla la presión de vapor de un componente puro dividido entre la presión de vapor de otro componente también en estado puro a la misma temperatura es una medida directa de la facilidad de separación de estos dos componentes, esta relación de presiones de vapor de los componentes puros se llama la volatilidad relativa (α) de los dos componentes, en donde, si $\alpha > 1$ la separación es posible, si $\alpha = 1$ la separación no es posible. Existen casos en los que las volatilidades relativas de los componentes pueden ser similares, estos generalmente varían muy poco con la temperatura (Stewart y Arnold, 2009).

Dado que las volatilidades relativas indican la facilidad de separación de dos componentes, son también una medida del porcentaje de cada componente que se separará en estado de vapor, por lo tanto, la selección de un componente en particular y el diseño de un sistema que crea una separación específica entre el vapor y el líquido para este componente fijarán el grado de separación para cada componente en la mezcla, esto determinará las composiciones de las corrientes de la parte superior e inferior.

Los componentes clave de una destilación de múltiples componentes son aquellos cuya volatilidad relativa son tales que determinan el componente que se dividió entre las fases vapor y líquido, estos tienden a aparecer tanto en las fases vapor y líquido mientras que otros componentes aparecerán en gran parte, ya sea en una fase o en la otra. Entonces, el componente clave que aparece sobre todo en la fase de vapor se llama "clave ligero" (LK), mientras que el componente clave en la fase líquida se denomina "clave pesado" (HK); estos se eligen como el más

ligero (más volátil) especificado en el **residuo** y el más pesado (menos volátil) especificado en el **destilado**, respectivamente. Todos los demás componentes se denominan "no claves volátiles", para más volátil que clave ligero (LLK o LNK) y menos volátil que clave pesado reciben el nombre de no clave pesados (HHK o HNK). De lo anterior, puede haber componentes de volatilidad intermedia, esto se dice que es un componente que está repartido cuando aparece simultáneamente en el destilado y en el residuo (Métodos de aproximación, pagina web [10]):

- Los componentes LK y HK son siempre componentes repartidos ya que aparecen tanto en el producto del destilado como en el residuo.
- Si existen componentes de volatilidad intermedia entre las de LK y HK, éstos también se encontrarán repartidos.

Por otro lado, en el caso en que la diferencia de volatilidad entre los componentes LLK y el componente clave ligero es considerable, se suele considerar que éstos aparecen prácticamente en su totalidad en el producto del destilado, mientras que si los componentes HHK son relativamente bastante más pesados que el componente clave pesado, se considera que éstos aparecen en su totalidad en el producto de residuo. Estos componentes que aparecen sólo en el destilado o sólo en el residuo se dice que son componentes no repartidos.

Para estabilizadores de crudo, es conveniente utilizar butano normal (nC_4) o iso-pentano (iC_5) como clave pesado y propano (C_3) o iso-butano (iC_4) como clave ligero (Stewart y Arnold, 2009).

✓ **Recuperación del componente**

Cuando no se especifica la PVR del crudo, se puede especificar a partir de algún componente en particular, esta especificación particular puede ser elegida por una variedad de razones, algunas son (Stewart y Arnold, 2009):

1. Un porcentaje de recuperación de clave pesado en el líquido.
2. Un porcentaje máximo de moles de clave ligero en el líquido.
3. Un porcentaje máximo de moles de clave pesado en el gas.

La especificación 1 puede controlar el proceso para lograr la división más económica entre el gas y el líquido; la especificación 2 limita la cantidad de ligero perdido de los componentes del gas y limita la presión de vapor del líquido; la especificación 3 limita la cantidad de componentes pesados perdidos para el gas y limita el valor de calentamiento de gas.

✓ Restricciones para la columna

En la mayoría de los casos cuando se utiliza un estabilizador de crudo, los procesos y composiciones de productos se controlan mediante el establecimiento de ciertas restricciones en las condiciones de operación de la columna, por ejemplo, para obtener un crudo con una PVR específico, se deben determinar la presión y la temperatura en el fondo; del mismo modo, para obtener una cantidad máxima específica de la clave pesado en un gas, se deben determinar la presión y la temperatura en la parte superior (Stewart y Arnold, 2009).

3.8 ENDULZAMIENTO

Encontramos que dulce dentro de la literatura es tener una ausencia o casi ausencia de compuestos de azufre, según la definición de especificación estándar dada, dicho esto, podemos decir que “endulzar” es un proceso para separar compuestos de azufre o sulfuro a partir del gas o aceite (Manning, 1995).

Algunos conceptos básicos para este tema son los siguientes:

Crudo dulce: aceite que contiene poco o nada de azufre, especialmente poco o nada de sulfuro de hidrógeno (Petroleum Extension, pag.241).

Gas dulce: de gas que no tiene más que el contenido máximo de azufre definido por las especificaciones para el gas de venta de una planta (Petroleum Extension, pag.241).

Endulzadora: Planta industrial cuyo objetivo es proporcionar un tratamiento que se aplica a las mezclas gaseosas y a las fracciones ligeras del petróleo para eliminar los compuestos de azufre indeseables o corrosivos, para mejorar su color, olor y estabilidad (SENER, pag.20).

Los denominados crudos amargos contienen H₂S y otros compuestos que contienen azufre, incluso pequeñas cantidades de H₂S hacen que el petróleo crudo sea extremadamente tóxico y corrosivo, además de la presencia de agua líquida agrava la corrosión como lo hace el CO₂. La seguridad del personal y la protección de los equipos requieren que sean removidos H₂S y (en menor medida) de otros compuestos de azufre (Manning, 1995).

Algunos yacimientos producen crudo ácido desde el primer día, mientras que otras producciones se vuelven amargas después de la inyección de agua, a pesar de los grandes esfuerzos de prevención de bacterias reductoras de sulfato que se inyectan en la formación. Independientemente de la fuente, el crudo ácido

debe endulzarse para proteger al personal, mitigar la corrosión, y cumplir con las especificaciones de venta.

El petróleo crudo puede ser endulzado por muchos de los mismos productos químicos utilizados para eliminar H_2S y CO_2 de gases ácidos naturales, así como las aminas, cáusticos, sales de zinc y otras bases y/o los agentes oxidantes han sido considerados, ya que el petróleo crudo generalmente contiene mucho más contaminantes, los procesos químicos líquido/líquido rara vez se utilizan.

La eliminación de H_2S por lo general se lleva a cabo mediante remoción con gas natural frío o caliente, debido a que la volatilidad de H_2S es intermedia a comparación de etano y el propano; por lo tanto, es muy volátil y tiende a subir con el vapor en un separador de gas y aceite.

Como un ejemplo, un petróleo crudo a $120^\circ F$ que contiene 2,000 ppm en peso de H_2S pasa adiabáticamente a través de tres etapas de separación en 400, 70, y 17 psia, respectivamente. La simulación predice que debido a la presencia de H_2S altamente volátil, el MSS elimina sólo 266 ppm de peso de H_2S en el aceite estabilizado, por lo general, la especificación es de 10-60 ppmw, por lo tanto, el MSS simple no puede reducir el H_2S a un nivel aceptable.

Con lo anterior, el crudo se separa por el aceite que fluye hacia abajo sobre las bandejas en una columna de múltiples etapas, mientras que el gas natural fluye en contracorriente hacia arriba para eliminar o quitar el H_2S del crudo, este gas puede ser una corriente de gas dulce disponible (que contienen prácticamente ningún H_2S), o puede ser generada por vapor de recalentado en el crudo en partes inferiores, o en algunos casos, ambas. Las bandejas pueden ser de simples tamiz o bandejas de conexión V o más costosos con válvulas que tienen un rango operativo más amplio, como se muestra en la **Figura 3-26**.

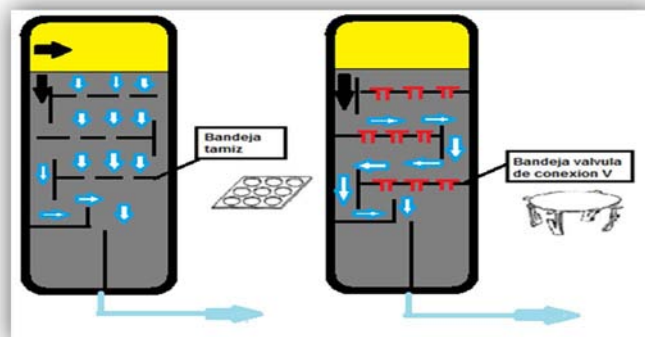


Figura 3-26. Tipos de bandejas.

Los desorbedores (horno rotativo) de recalentado son muy eficientes y reducen el H₂S residual a niveles muy bajos, mediante un gas de disociación simple combinado con gas dulce, sin embargo en estos equipos pueden surgir problemas como los depósitos de sal y/o corrosión en la caldera.

Por lo anterior, Moins (1980a) sugiere la estabilización de petróleo crudo por destilación, señala que el H₂S en el crudo que no se elimina a un nivel suficientemente bajo en la separación por etapas se puede lograr por la estabilización por calor, este método elimina los H₂S en la corriente de gas, debido a que se remueve por el tratamiento o endulzamiento. Moins (1980a, b) también examina las capacidades de eliminación de H₂S de seis procesos de estabilización:

1. Separación multi-etapas (MSS).
2. Separación multi-etapas con recuperación de gas natural licuado (NGL) y el incremento del crudo.
3. Separación multi-etapas con remoción en frío.
4. Separación multi-etapas con remoción en calor.
5. Separación multi-etapas con dos etapas de rectificación.
6. Separación multi-etapas con una estabilización del reflujo.

Moins realizó todos los esquemas de procesamiento anteriores utilizando un crudo a 28°API; por definición para la estabilización, el crudo endulzado tiene 10 PVR y 60 ppm en peso de H₂S para especificaciones. La composición de H₂S del crudo producido fue variando artificialmente de 50-5,000 ppm en peso para comparar las alternativas de procesamiento y la temperatura del agua de refrigeración se fijó en 77°F. Las **Figuras 3-27 a 3-29** se muestran un resumen de la comparación de los métodos 1-5 que realizó Moins.

En la **Figura 3-29** se muestra claramente que separar en frío es mucho más barato, entonces, cuando el yacimiento contiene demasiado gas amargo para quitar con métodos como la separación en frío o múltiples etapas para cumplir con las especificaciones de venta, entonces separar con calor es la siguiente alternativa más económica.

Moins presentó las siguientes conclusiones:

1. MSS (Método 1) y MSS con remoción en frío (método 3) no se puede cumplir con las especificaciones de H₂S cuando el fluido del yacimiento contiene más de 2,000 ppm en peso de H₂S. La recuperación de crudo estable del tanque es al menos 1% menor que la de los otros métodos.

2. MSS con recuperación de NGL y al incremento de crudo (Método 2) proporciona una buena recuperación en el tanque de almacenamiento cuando el fluido del yacimiento contiene menos de 2,000 ppm en peso de H₂S.
3. MSS con separación con calor (Método 4) o con dos etapas de rectificación (Método 5) proporcionar una buena recuperación de crudo y no están limitados por el contenido de H₂S de la alimentación.

En teoría, la separación en múltiples etapas con estabilizador de reflujo ofrece muchas ventajas (Manning, 1995):

- Alta recuperación,
- Flexibilidad de operación,
- Pueden manejar crudos con alto contenido en H₂S, y producir GLP.

Sin embargo, no es adecuado para crudos pesados debido a que la temperatura en el fondo del estabilizador sería demasiado alta.

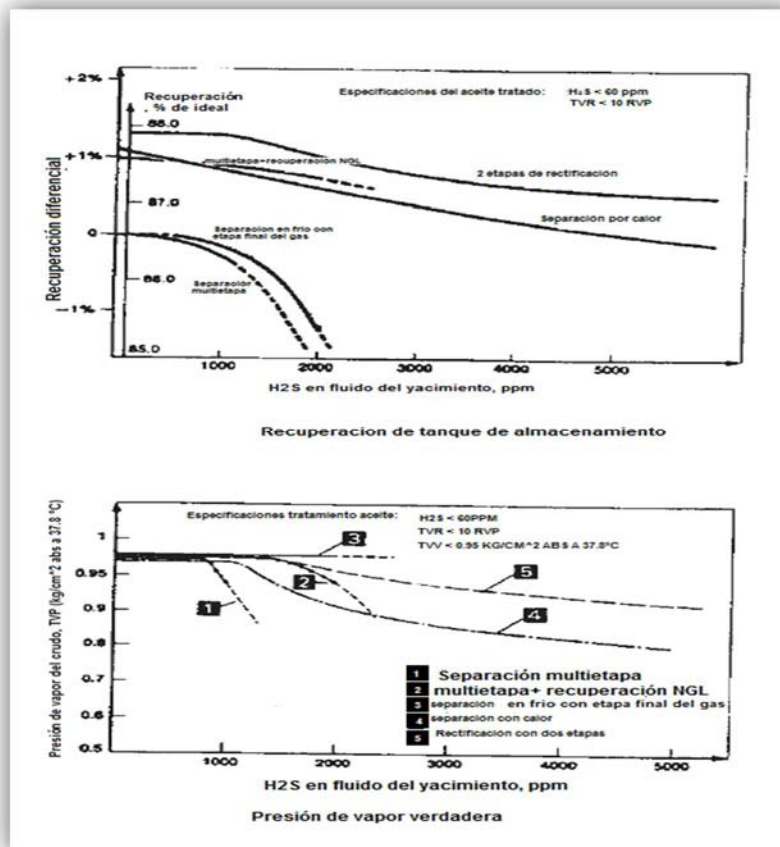


Figura 3-27. Comparación de los cinco sistemas de estabilización (Moins, 1980b).

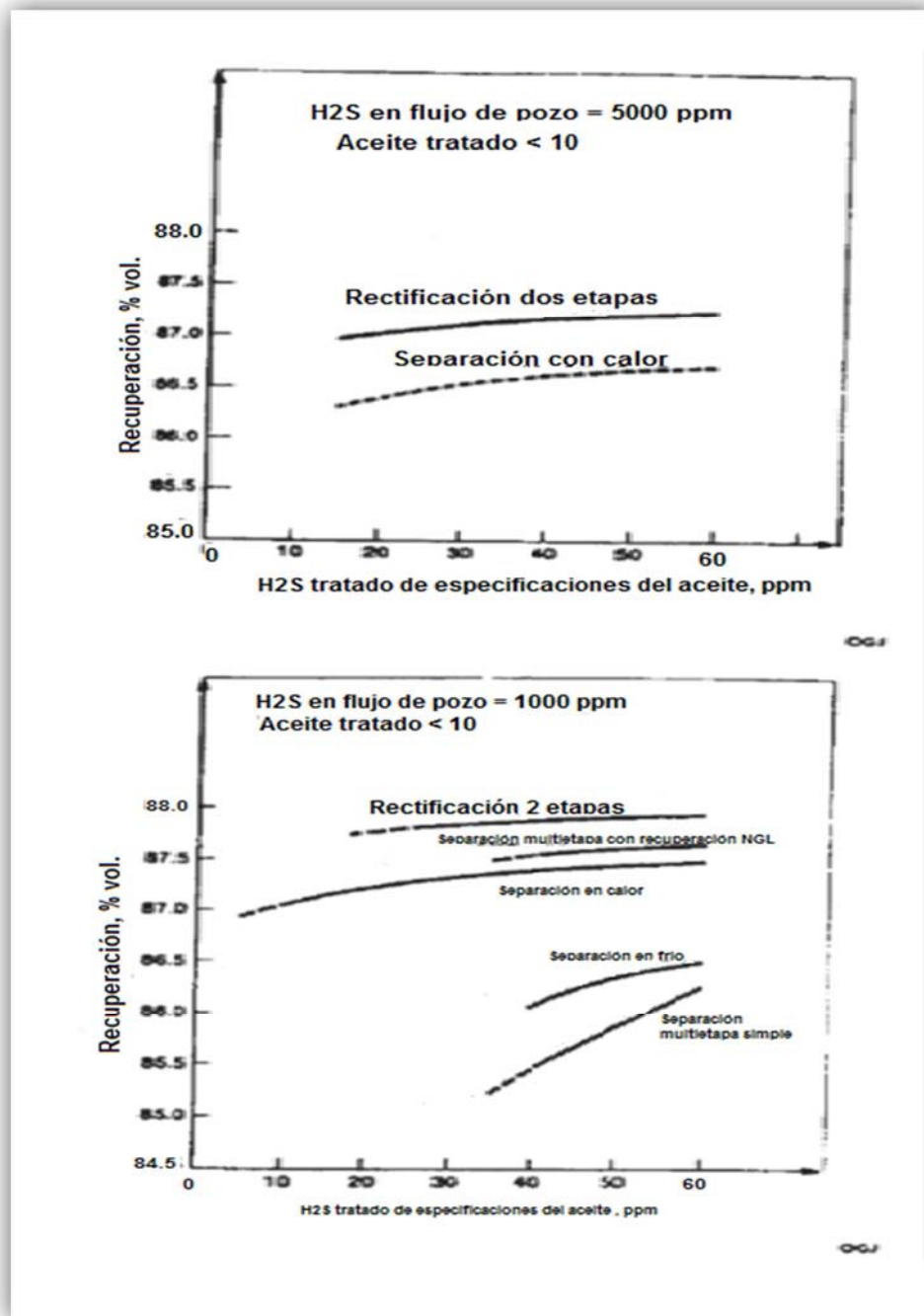


Figura 3-28. Recuperación de crudo contra la especificación de H₂S (Moins, 1980b).

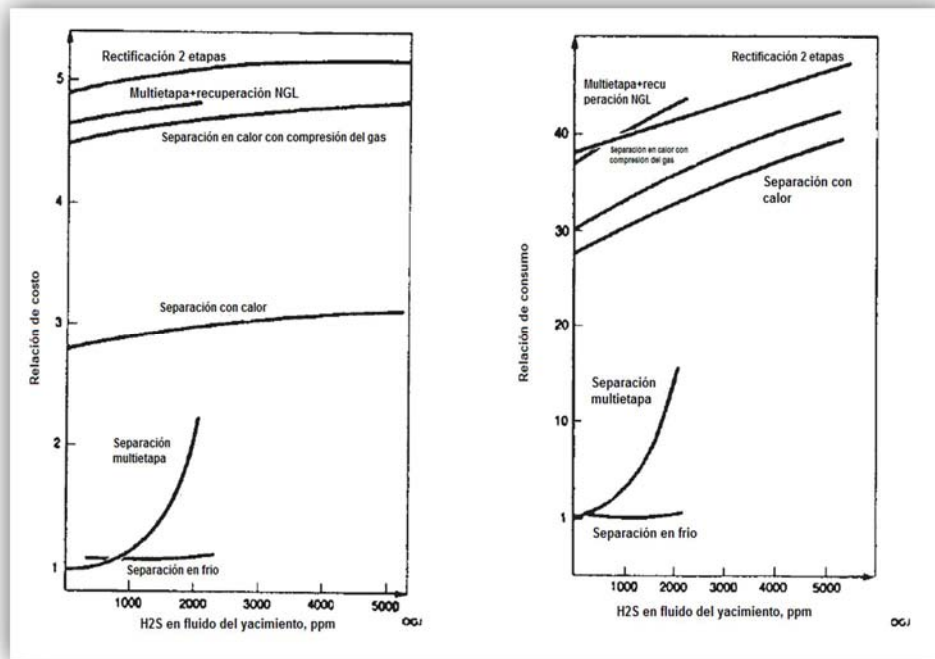


Figura 3-29. Costo de la inversión y las utilidades (Moins, 1980b).

3.9 EJEMPLOS PRÁCTICOS

Ejemplo 3-1. Máxima recuperación de líquido

Para una mezcla de aceite negro calcular: R_s , °API en el tanque y B_o , que dará como resultado para dos etapas de separación de la mezcla de hidrocarburos, que presenta la composición mostrada en la Tabla de datos. Utilizar las condiciones óptimas del separador de 75°F y 100 lb/pg²abs, y una $T=75$ °F en el tanque de almacenamiento. Utilizar las constante de equilibrio K que se presentan para el ejemplo de tablas de la GPA en el **Anexo A**, para el caso del heptano plus, usar la constante de equilibrio K del decano..

Tabla de datos. Composición de la mezcla de hidrocarburos	
Componente	Composición, (fracción mol)
Bióxido de carbono, CO ₂	0.0091
Nitrógeno, N ₂	0.0016
Metano, C ₁ H ₄	0.3647
Etano, C ₂ H ₆	0.0967
Propano, C ₃ H ₈	0.0695
i-Butano, i-C ₄ H ₁₀	0.0144
n-Butano, n-C ₄ H ₁₀	0.0393
Fi-Pentano, i-C ₅ H ₁₂	0.0144
n-Pentano, n-C ₅ H ₁₂	0.0141
Hexano, C ₆ H ₁₄	0.0433
Heptano plus ⁺ , C ₇ H ₁₆ ⁺	0.3329
Total	1.0000

Propiedades del C7+:

Densidad relativa (γ_g)=0.8515

Peso molecular (M_{C7+})= 218 lbm/lbm mol

Paso 1. Calculamos la composición y las cantidades del gas del separador, utilizando:

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{[1 + \bar{n}_g(K_j - 1)]} = 1$$

Este proceso va seleccionando valores de ensaye sucesivos para cualesquiera \bar{n}_g o \bar{n}_L hasta que la sumatoria sea igual o aproximada a la unidad,

por ensayo y error, para equilibrio de líquido-vapor para soluciones reales, el valor buscado es $\bar{n}_g = 0.4919$, por lo tanto los valores son los siguientes:

Componente	Composición en separador (fracción mol) z_j	K (114.7 lb/pg ² abs y 75°F) K_j	Composición del líquido en separador $z_j / [1 + \bar{n}_g(K_j - 1)]$	Composición del gas en separador $y_j = x_j K_j$
Bióxido de carbono, CO ₂	0.0091	9.87	0.0017	0.0167
Nitrógeno, N ₂	0.0016	64.03	0.0000	0.0032
Metano, C ₁ H ₄	0.3647	23.45	0.0303	0.7102
Etano, C ₂ H ₆	0.0967	4.15	0.0379	0.1574
Propano, C ₃ H ₈	0.0695	1.17	0.0641	0.0751
i-Butano, i-C ₄ H ₁₀	0.0144	0.448	0.0198	0.0089
n-Butano, n-C ₄ H ₁₀	0.0393	0.331	0.0585	0.0194
i-Pentano, i-C ₅ H ₁₂	0.0144	0.135	0.0251	0.0034
n-Pentano, n-C ₅ H ₁₂	0.0141	0.106	0.0252	0.0027
Hexano, C ₆ H ₁₄	0.0433	0.0329	0.0826	0.0027
Heptano plus ⁺ , C ₇ H ₁₆ ⁺	0.3329	0.00047	0.6548	0.0003
Total	1.0000		1.0000	1.0000

$$\bar{n}_{g1} = 0.4919 \frac{\text{lbm} - \text{mol de gas en separador}}{\text{lbm} - \text{mol en alimentación separador}}$$

$$\bar{n}_{L1} = (1 - 0.4919) = 0.5081 \frac{\text{lbm} - \text{mol de líquido separador}}{\text{lbm} - \text{mol en alimentación separador}}$$

Paso 2. Calcular la composición y la cantidad de líquido y gas en el tanque de almacenamiento. Realizamos el mismo proceso que en el paso 1, recordando siempre que es para el equilibrio líquido-vapor para soluciones reales, de esta forma obtenemos el siguiente valor de $\bar{n}_g = 0.1234$, los valores son los siguientes:

Componente	Composición en alimentación del tanque (fracción mol) z_j	K (114.7 lb/pg ² abs y 75°F) K_j	Composición del líquido en tanque $z_j / [1 + \bar{n}_g(K_j - 1)]$	Composición del gas en el tanque $y_j = x_j K_j$
Bióxido de carbono, CO ₂	0.0017	74.3	0.0002	0.0126
Metano, C ₁ H ₄	0.0303	181.1	0.0013	0.2363
Etano, C ₂ H ₆	0.0379	30.5	0.0081	0.2493

Propano, C ₃ H ₈	0.0641	8.46	0.0334	0.2822
i-Butano, i-C ₄ H ₁₀	0.0198	3.05	0.0158	0.0481
n-Butano, n-C ₄ H ₁₀	0.0585	2.22	0.509	0.1130
i-Pentano, i-C ₅ H ₁₂	0.0251	0.852	0.0255	0.0218
n-Pentano, n-C ₅ H ₁₂	0.0252	0.681	0.0262	0.0179
Hexano, C ₆ H ₁₄	0.0826	0.187	0.0918	0.0172
Heptano plus ⁺ , C ₇ H ₁₆ ⁺	0.6548	0.0021	0.7468	0.0016
Total	1.0000		1.0000	1.0000

$$\bar{n}_{g2} = 0.1234 \frac{\text{lbm - mol de gas en tanque}}{\text{lbm - mol de líquido en separador}}$$

$$\bar{n}_{L2} = (1 - 0.12324) = 0.8766 \frac{\text{lbm - mol de líquido en tanque}}{\text{lbm - mol de líquido en separador}}$$

Paso 3. Calcular la densidad y el peso molecular del aceite en el tanque de almacenamiento a condiciones estándar. Se utiliza la **Figura A-3** y **Figura A-4** del **Anexo A**, para calcular la densidad del líquido a condiciones del yacimiento, los valores obtenidos son los siguientes:

Componente	Composición (fracción mol) x_j	Peso molecular (lbm-lbm-mol) M_j	Peso $x_j M_j$	Densidad líquido (60°F y 14.7 lb/pg ² abs) ρ_{oj}	Volumen líquido (60°F y 14.7 lb/pg ² abs) $x_j M_j / \rho_{oj}$
Bióxido de carbono, CO ₂	0.0002	44.010	0.0074		
Metano, C ₁ H ₄	0.0013	16.043	0.0209		
Etano, C ₂ H ₆	0.0081	30.070	0.2455		
Propano, C ₃ H ₈	0.0334	44.097	1.4716	31.62	0.0465
i-Butano, i-C ₄ H ₁₀	0.0158	58.123	0.9169	35.12	0.0261
n-Butano, n-C ₄ H ₁₀	0.0509	58.123	2.9580	36.42	0.0812
i-Pentano, i-C ₅ H ₁₂	0.0255	72.150	1.8415	38.96	0.0473
n-Pentano, n-C ₅ H ₁₂	0.0262	72.150	1.8904	39.36	0.0480
Hexano, C ₆ H ₁₄	0.0918	86.177	7.9111	41.40	0.1911
Heptano plus ⁺ , C ₇ H ₁₆ ⁺	0.7468	218.00	162.8024	53.11	3.0656
Total	1.0000	1.0000	$M_a = 180.0657$		3.5058

Se obtiene la densidad del propano plus al dividir la masa M_a entre el volumen de líquido:

$$\text{Densidad del propano plus} = \frac{M_a}{V} = \frac{179.7919}{3.5058} = 51.28 \text{ lbm/ft}^3$$

Con la **ecuación A-2** se calcula el porcentaje en peso del etano en el mismo y más pesados incluyendo los componentes no hidrocarburos.

$$W_2 = \frac{W_{C_2} + W_{N_2}}{W_{\text{mix}} - W_{C_1} - W_{CO_2}}$$

$$W_2 = \frac{0.2455}{180.0657 - 0.0209 - 0.0074} \times 100 = \frac{0.2455}{180.0374} = 0.14\%$$

Con la **ecuación A-1** se calcula el porcentaje en peso del metano en la mezcla.

$$W_1 = \frac{W_{C_1}}{W_{\text{mix}}}$$

$$W_1 = \frac{0.0209}{180.0657} \times 100 = 0.01\%$$

Con los valores obtenidos, se utiliza la **Figura A-4** y se obtiene que:

$$\frac{\rho_{po}}{\rho_{C_3+}} = 0.9996$$

Ahora se despeja para calcular la densidad del pseudolíquido:

$$\rho_{po} = (51.28)(0.9996) = 51.26 \text{ lbm/ft}^3$$

Para este caso no es necesario ajustar la temperatura y la presión a condiciones estándar y se puede calcular directamente la densidad relativa del aceite a condiciones del tanque de almacenamiento:

$$\rho = \frac{51.26}{62.37} = 0.822$$

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{0.822} - 131.5 = 40.6$$

Paso 4. Se calcula la relación de solubilidad en el separador y la relación de solubilidad en el tanque de almacenamiento,

La relación de solubilidad en el separador:

$$R_{\text{sep}} = \frac{2,138 \bar{n}_{g1} \rho_{o \text{ tan}}}{\bar{n}_{L1} \bar{n}_{L2} M_{o \text{ tan}}}$$

$$R_{\text{sep}} = \frac{(2,138)(0.4919)(51.26)}{(0.5081)(0.8766)(180.1)} = 672 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas a c. e.}}{\text{BI de aceite a c. t.}}$$

La relación de solubilidad en el tanque:

$$R_{\text{tan}} = \frac{2,138 \bar{n}_{g2} \rho_{o \text{ tan}}}{\bar{n}_{L2} M_{o \text{ tan}}}$$

$$R_{\text{sep}} = \frac{(2,138)(0.1234)(51.26)}{(0.8766)(180.1)} = 86 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas a c. e.}}{\text{BI de aceite a c. t.}}$$

Se calcula la relación de solubilidad total producida R_{sT} :

$$R_{sT} = R_{\text{sep}} + R_{\text{tan}}$$

$$R_{sT} = 672 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas a c. e.}}{\text{BI de aceite a c. t.}} + 86 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas a c. e.}}{\text{BI de aceite a c. t.}} = 758 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas a c. e.}}{\text{BI de aceite a c. t.}}$$

Paso 5. Se calcula la densidad y el peso molecular del líquido a condiciones del yacimiento, para obtenerla se realiza un ajuste de la densidad por presión con la **Figura C-4** y por temperatura con la **Figura A-5** del **Anexo A**. La **Tabla** muestra los cálculos obtenidos para el ejemplo.

Componente	Composición (fracción mol) z_j	Peso molecular (lbm-lbm- mol) M	Peso $x_j M_j$	Densidad líquido (60°F y 14.7 lb/pg ² abs) ρ_j	Volumen líquido (60°F y 14.7 lb/pg ² abs) $x_j M_j / \rho_j$
Bióxido de carbono, CO ₂	0.0091	44.010	0.4005		
Nitrógeno, N ₂	0.0016	28.013	0.0448		
Metano, C ₁ H ₄	0.3647	16.043	5.8509		
Etano, C ₂ H ₆	0.0967	30.070	2.9078		
Propano, C ₃ H ₈	0.0695	44.097	3.0647	31.62	0.0969
i-Butano, i- C ₄ H ₁₀	0.0144	58.123	0.8370	35.12	0.0238
n-Butano, n- C ₄ H ₁₀	0.0393	58.123	2.2842	36.42	0.0627
i-Pentano, i- C ₅ H ₁₂	0.0144	72.150	1.0390	38.96	0.0267
n-Pentano,	0.0141	72.150	1.0173	39.36	0.0258

n-C ₅ H ₁₂					
Hexano, C ₆ H ₁₄	0.0433	86.177	3.7315	41.40	0.0901
Heptano plus ⁺ , C ₇ H ₁₆ ⁺	0.3329	218.00	72.5722	53.11	1.3665
Total	1.0000		M _a = 93.7499		1.6925

Con los datos anteriores podemos calcular la densidad del propano plus:

$$\text{Densidad propano plus} = \frac{M_a}{V} = \frac{84.5459}{1.6925} = 49.95 \text{ lbm/ft}^3$$

De la **ecuación A-2** se calcula el porcentaje en peso del etano en el mismo y más pesados incluyendo los componentes no hidrocarburos.

$$W_2 = \frac{W_{C_2} + W_{N_2}}{W_{\text{mix}} - W_{C_1} - W_{CO_2}}$$

$$W_2 = \frac{2.9078 + 0.0448}{93.7499 - 5.8509 - 0.4005} = \frac{2.9526}{87.4985} \times 100 = 3.37\%$$

Con la **ecuación A-1** se calcula el porcentaje en peso del metano en la mezcla.

$$W_1 = \frac{W_{C_1}}{W_{\text{mix}}}$$

$$W_1 = \frac{5.8509}{93.7499} \times 100 = 6.24\%$$

Con los valores conocidos por su composición, se utiliza la **Figura A-3** y se obtiene la relación:

$$\frac{\rho_{po}}{\rho_{C_3+}} = 0.900$$

Se despeja para obtener la densidad del pseudolíquido:

$$\rho_{po} = (49.95)(0.900) = 44.96 \text{ lbm/ft}^3$$

Después, se hace un ajuste a 2,635 lb/pg²abs y 220°F por presión y por temperatura.

Densidad del pseudolíquido = 44.96 lbm/ft³

Ajuste por presión = +0.91 lbm/ft³

Ajuste por temperatura = -4.78 lbm/ft³

Densidad del líquido en el yacimiento = 41.09 $\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$ @ 2,635 $\frac{\text{lb}}{\text{pg}^2\text{abs}}$ y 220°F

Paso 6. Se calcula el factor de volumen de la formación utilizando:

$$Bo = \frac{M_{oy} \rho_{o \tan}}{M_o \tan \rho_{o \tan} \bar{n}_{L1} \bar{n}_{L2}}$$

$$Bo = \frac{(93.75)(51.26)}{(180.1)(41.09)(0.5081)(0.8766)} \frac{\text{Bls de a aceite a c. y.}}{\text{Bls de aceite a c. t.}}$$

$$Bo = 1.45 \frac{\text{Bls de a aceite a c. y.}}{\text{Bls de aceite a c. t.}}$$

Los valores obtenidos se muestran en la tabla.

Componente	Peso molecular (lbm-lbm-mol) M_j	Composición del gas separador (fracción mol) y_{sepj}	$y_{sepj} M_j$	Composición del gas separador (fracción mol) y_{tanj}	$y_{tanj} M_j$
Bióxido de carbono, CO_2	44.010	0.0167	0.735	0.0126	0.555
Nitrógeno, N_2	28.013	0.0032	0.093	0.0000	0.000
Metano, C_1H_4	16.043	0.7102	11.394	0.2363	3.791
Etano, C_2H_6	30.070	0.1574	4.733	0.2493	7.496
Propano, C_3H_8	44.097	0.0751	3.312	0.2822	12.444
i-Butano, i- C_4H_{10}	58.123	0.0089	0.517	0.0481	2.796
n-Butano, n- C_4H_{10}	58.123	0.0194	1.128	0.1130	6.568
i-Pentano, i- C_5H_{12}	72.150	0.0034	0.245	0.0218	1.573
n-Pentano, n- C_5H_{12}	72.150	0.0027	0.195	0.0179	1.291
Hexano, C_6H_{14}	86.177	0.0027	0.233	0.0172	1.482
Heptano <i>plus</i> ⁺ , $C_7H_{16}^+$	218.00	0.0003	0.065	0.0016	0.349
Total		1.0000	22.650	1.0000	38.345

Para McCain, el paso 7 es, que una vez conocida la composición de la mezcla del gas y el líquido, se pueden utilizar para calcular otras propiedades como el valor calorífico del gas del separador, cálculo del contenido de líquidos de gas del separador y la densidad relativa de los gases. También se puede calcular la masa aparente de la mezcla y con ello la densidad relativa del gas en el separador como en el tanque de almacenamiento, como se muestra abajo.

$$\gamma_{gsep} = \frac{22.65}{29} = 0.781$$

$$\gamma_{gtan} = \frac{38.3445}{29} = 1.322$$

Ejemplo 3-2. Dimensionamiento de un separador vertical (método analítico)

Dados: Gasto de gas: 10 MMscfd

$$\gamma_g = 0.6$$

$$z = 0.84$$

$$\mu_g = 0.013 \text{ cp}$$

Gasto de aceite: 2,000 bopd

$$\gamma_o = 40 \text{ }^\circ\text{API}$$

Presión de operación: 1,000 psia

Temperatura de operación: 60 °F

Solución:

1. Calcular C_D

$$\rho_l = 62.4 \left[\frac{141.5}{131.5+40} \right] = 51.5 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_g = 2.70 \frac{SP}{TZ}$$

$$z = 0.84$$

$$\rho_g = 2.70 \frac{(0.6)(1,000)}{(520)(0.84)} = 3.71$$

$$d_m = 140 \text{ micras}$$

$$V_l = 0.0119 \left[\left(\frac{51.5-3.71}{3.71} \right) \frac{140}{0.34} \right]^{1/2} = 0.866$$

$$Re = 0.0049 \left[\frac{(3.71)(140)(0.866)}{0.0013} \right] = 169.54$$

$$C_D = \frac{24}{169.54} + \frac{3}{(169)^{0.5}} + 0.34 = 0.711$$

Iterar usando $C_D = 0.711$

$$V_l = 0.597$$

$$Re = 118$$

$$C_D = 0.820$$

Iterando

$$V_1 = 0.556$$

$$Re = 110$$

$$C_D = 0.844$$

Iterando

$$V_1 = 0.548$$

$$Re = 108$$

$$C_D = 0.851$$

Iterando

$$V_1 = 0.545$$

$$Re = 108$$

$$C_D = 0.851$$

2. Calculando capacidad de gas

$$d^2 = 5,040 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2}$$

$$d^2 = 5,040 \left[\frac{(520)(0.84)(10)}{1,000} \right] \left[\left(\frac{3.71}{51.5 - 3.71} \right) \frac{0.851}{140} \right]^{1/2}$$

$$d = 21.8 \text{ pg}$$

3. Capacidad de liquido

$$d^2 h = \frac{t_r Q_l}{0.12}$$

4. Obtener varas combinaciones de d y h para un t_r (**Tabla 3-10**)

5. Calcular la longitud de costura a costura (**Tabla 3-10**)

$$L_{ss} = \frac{h+76}{12}$$

$$L_{ss} = \frac{h+d+40}{12}$$

Donde d es el diámetro mínimo

6. Calcular la relación de esbeltez ($12L_{ss}/d$). Elegir un valor de entre 3 y 4 (**Tabla 3-10**)
7. Elegir un tamaño razonable con un diámetro mayor que la determinada por la capacidad de gas. A separador de 36 pg x 10 ft proporciona un poco más de tres minutos el tiempo de retención con un diámetro mayor de 21.8 pg y una relación de esbeltez de 3.2.

Tabla 3-10. Diámetro vs longitud para capacidad de líquido en un separador vertical

t_r Min	d Pg	h pg	L_{ss} ft	$(12)L_{ss}/d$
3	24	86.8	13.6	6.8
	30	55.6	11.0	4.4
	36	38.6	9.6	3.2
	42	28.3	8.7	2.5
	48	21.7	8.1	2.0
2	24	57.9	11.2	5.6
	30	37.0	9.4	3.8
	36	25.7	8.5	2.8
	42	18.9	7.9	2.3
1	24	28.9	8.7	4.4
	30	18.5	7.9	3.2
	36	12.9	7.4	2.5

Ejemplo 3-3. Dimensionamiento de un separador horizontal (método analítico)

Dados: Gasto de gas: 10 MMscfd

$$\gamma_g = 0.6$$

$$z = 0.84$$

$$\mu_g = 0.013 \text{ cp}$$

Gasto de aceite: 2,000 bopd

$$\gamma_o = 40 \text{ }^\circ\text{API}$$

Presión de operación: 1,000 psia

Temperatura de operación: 60 °F

Solución:

1. Calcular C_D (ejemplo 3-)

$$C_D = 0.851$$

2. Calculando capacidad de gas

$$dL_{\text{eff}} = 420 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2}$$

$$dL_{\text{eff}} = 420 \left[\frac{(520)(0.84)(10)}{1,000} \right] \left[\left(\frac{3.71}{51.7-3.71} \right) \frac{0.851}{140} \right]^{1/2} = 55.04$$

3. Capacidad de liquido

$$d^2 L_{\text{eff}} = \frac{t_r Q_l}{0.7}$$

4. Obtener varias combinaciones de d y L_{ss} para la capacidad de líquido y gas.

5. Calcular la longitud de costura a costura para varios d (**Tabla 3-11**)

$$L_{ss} = L_{\text{eff}} + \frac{d}{12}$$

6. Calcular la relación de esbeltez ($12L_{ss}/d$). Elegir un valor de entre 3 y 4 (**Tabla 3-11**)

7. Elegir un tamaño razonable con un diámetro mayor que la determinada por la capacidad de gas. A separador de 36 pg x 10 ft proporciona un poco más de tres minutos el tiempo de retención.

Tabla 3-11. Diámetro vs longitud para capacidad de líquido en un separador horizontal

t_r Min	Gas L_{eff}	Liquido L_{eff}	L_{ss}	$(12)L_{ss}/d$
16	2.5	33.5	44.7	33.5
20	2.0	21.4	28.5	17.1
24	1.7	14.9	19.9	9.9
30	1.3	9.5	12.7	5.1
36	1.1	6.6	9.1*	3.0
24	0.9	4.9	7.4*	2.1
48	0.8	3.7	6.2*	1.6

$$* L_{ss} = L_{\text{eff}} + 2.5$$

Ejemplo 3-4. Dimensionamiento de un separador vertical (método gráfico)

Dados: Gasto de aceite: 2,700 bopd

$t_r = 1$ min.

Presión de diseño: 1,000 psi

Solución:

De la **Figura 3-30** se obtiene que para las condiciones anteriores se requiere un separador con las siguientes características:

Diámetro exterior: 30 pg

Altura de líquido: 30 pg

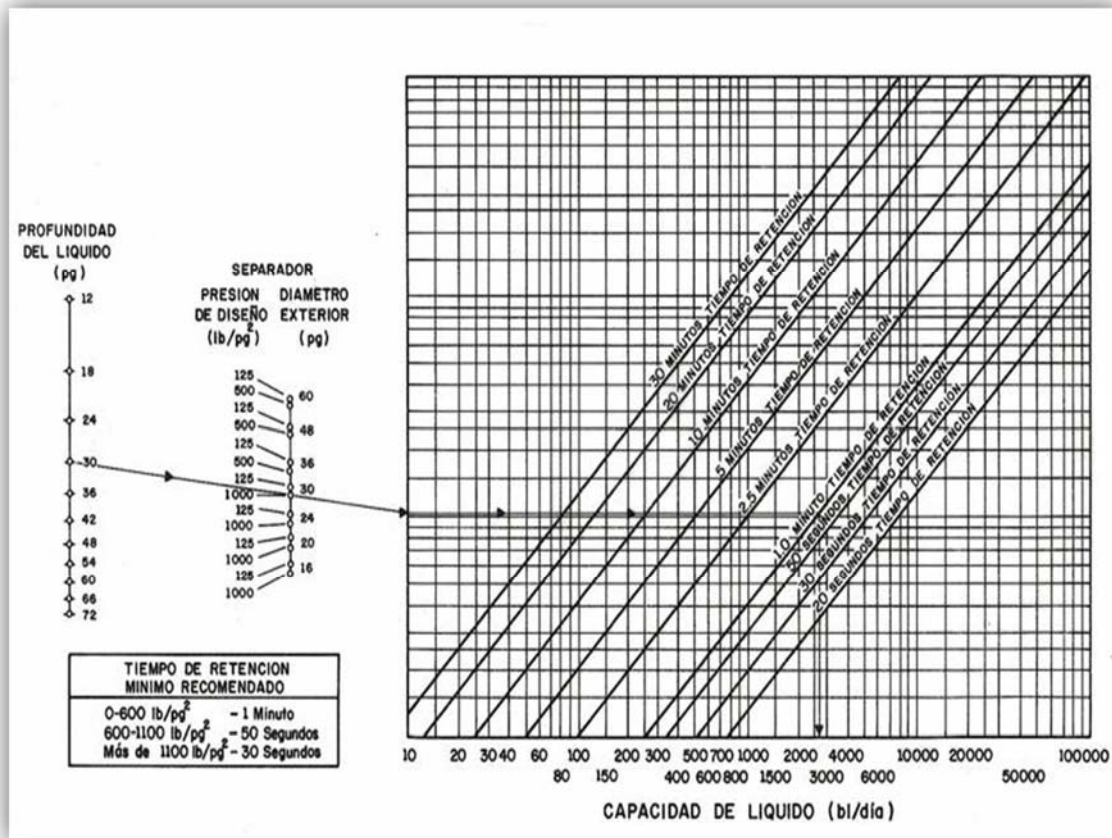


Figura 3-30. Capacidad de líquido de un separador vertical

Ejemplo 3-5. Dimensionamiento de un separador vertical (método gráfico)

Dados: Gasto de gas: 8.2 MMpcd
 Presión de diseño: 1,000 psi
 Presión de operación: 700 psi

Solucion:

De la **Figura 3-31** se obtiene que para las condiciones anteriores se requiera un separador con las siguientes características:

Diámetro exterior: 20 pg

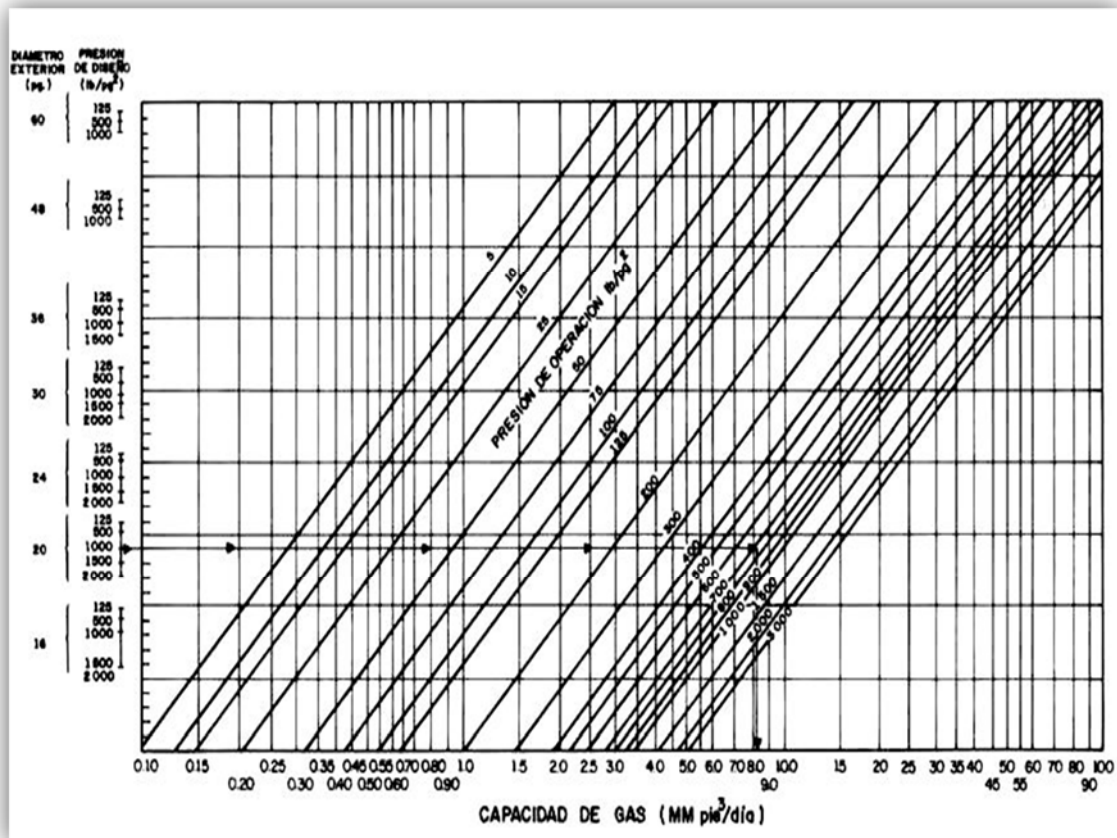


Figura 3-31. Capacidad de gas de un separador vertical

Ejemplo 3-6. Dimensionamiento de un separador horizontal (método gráfico)

Dados: Diámetro exterior: 24 pg
 Altura de líquido: 8 pg
 $t_r = 1$ min.

Solución:

De la **Figura 3-32** se obtiene que, para las características anteriores el separador deberá tener una capacidad de líquido de:

Gasto de aceite: 2,400 bopd

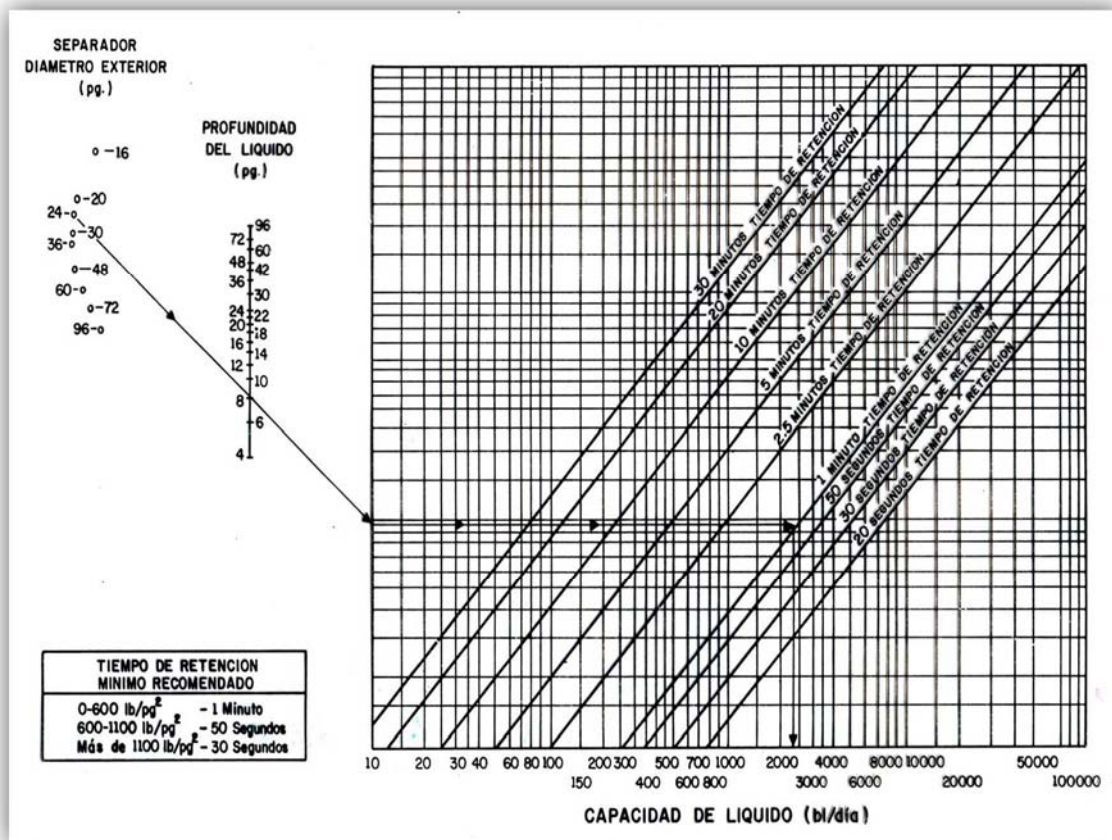


Figura 3-32. Capacidad de líquido de un separador horizontal

Ejemplo 3-7. Dimensionamiento de un separador horizontal (método gráfico)

Dados: Diámetro exterior: 24 pg
 Altura de líquido: 8 pg
 Presión de diseño: 125 psi
 Presión de operación: 75 psi

Solución:

De la **Figura 3-33** se obtiene que, para las características anteriores el separador deberá tener una capacidad de líquido de:

Gasto de gas: 2.1 MMpcd

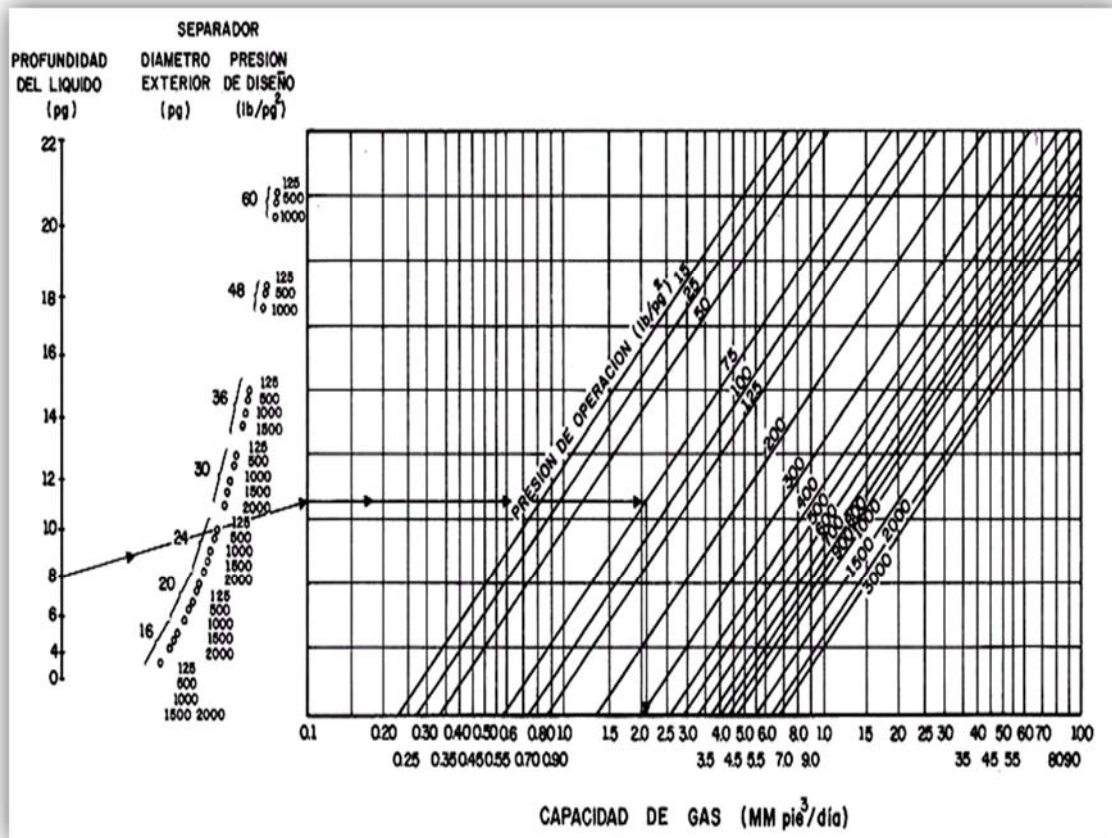


Figura 3-33. Capacidad de gas de un separador horizontal

REFERENCIAS

- Wuotto Ramos José Antonio. 2008. Desarrollo de una metodología para la estabilización de los crudos ligeros y súper ligeros. Maestro en Ingeniería. Facultad de Ingeniería. UNAM. México. Pag.7.
- Manning, Francis S. y Thompson Richard E., Ph.D., P.E. 1995. Oilfield Processing. Crude oil. Vol. 2. Tulsa: PennWell Publishing Company. Pag.435. ISBN 0-87814-354-8.
- SENER. Glosario de términos petroleros. Pag.7.
- Petroleum Extension Service. Dictionary for the Petroleum Industry. 2a Edition. University of Texas at Austin. Pag.206-215.
- Stewart Maurice, Ken Arnold. 2009. Emulsions and Oil Treating Equipment: Selection, Sizing and Troubleshooting. Edit. Elsevier. Pag.81-96.
- Duerto Orta Mionelys Josefina. 2009. Evaluación del sistema de estabilización de los trenes a y b de la Planta de extracción San Joaquín. Ingeniero de Petróleo. Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Departamento de Petróleo, Universidad de Oriente Núcleo de Anzoátegui. Barcelona. Pag.72.
- McCain, William D., Jr. 1990. The properties of petroleum fluids. 2a Edic. United States of America. PennWell Publishing Company. Pag.549. ISBN 0-87814-335-1.
- Gómez Cabrera José Ángel, "Manejo de la producción en la superficie", Facultad de Ingeniería, UNAM 1984.
- GPA. Estudios y Servicios Petroleros S.R.L. Tratamiento de crudos: Necesidad, recursos y últimos avances. Nota Técnica N° 36. Pag.9.
- Ken Arnold, Maurice Stewart. 1998. Surface Production Operations. Design of Oil-Handling Systems and Facilities. 2a Edic. United States of America. Edit Gulf Publishing Company. Vol. 1. Pag.443.
- Métodos aproximados para el cálculo de operaciones de separación multi-componente:http://iq.ua.es/MetAprox/32_balance_preliminar_de_materia_y_seleccin_de_componentes_clave.html.
- Moins, Georges, (1980a), "Optimization of Crude Stabilization Units," Oil & Gas Journal, Vol. 78, No. 3, pp. 91-93 (January 21).
- Moins, Georges, (1980b), "Stabilization Process Comparison Helps Selection," Oil & Gas Journal, Vol. 78, No. 4, pp. 163, 164, 167, 168, 173 (January 28).
- GPSA (1998), Engineering Data Book, 11th ed. Gas processors suppliers Association, Tulsa, OK.
- Morris, J. K. and R. S. Smith, (1984), "Crude Stabilizer Can Save Money Offshore," Oil & Gas Journal, Vol. 82, No. 19, pp. 112-116 (May 7).

- Maddox, R. N., J. H. Erbar, and Ahmad Shariat, (1979), "Distillation crude stabilization boosts recovery," Oil & Gas Journal, Vol. 77, No. 17, pp. 70-76 (Apr. 23).
- Penick, D. P. and W. B. Thrasher, (1977), "Mobil's Design Considerations for North Sea Oil/Gas Separation Facilities", Petrol Engineering, Vol. 49, No. 11, pp. 22-34 (Oct.).
- Kryska, T. B., K. B. Lindsey, and J. W. Hasz, (1976), "Offshore Process System Design Requires Exact Planning," Oil & Gas Journal, Vol. 74, No. 30, pp. 129, 130, 135 (July 26).
- Penick, Dudley P., (1983), "Factors to Use in Dealing with North Sea Gas," Oil & Gas Journal, Vol. 81, No. 25, pp. 114, 116, 120 (June 20).
- Minkkenen, A. (1981), "Make Best Use of Associated Gas," Hydrocarbon Processing, Vol. 60, No. 4, pp. 119-122, (April).
- Sanderson, B. M., (1976), "Brent Field Gas Facilities Under Way," Oil & Gas Journal, Vol. 74, No. 36, pp. 123-126 (Sept. 6).

CAPÍTULO IV

4. DESHIDRATACIÓN DEL PETRÓLEO CRUDO

4.1 INTRODUCCIÓN

La producción mundial de petróleo crudo es cercana a los 60 millones de barriles diarios (bpd) y es acompañada de distintos componentes en su mayoría agua. En campos maduros los valores de 10 en la relación agua y aceite son comunes, por lo tanto no es una sorpresa la formación de emulsiones, esta mezcla producida presenta un contenido de sal puede ir desde prácticamente cero, hasta la saturación de la misma, por tales motivos el diluir o separar agua emulsionada en petróleo crudo puede ser muy difícil.

Las emulsiones son un gran problema en las primeras etapas de producción de petróleo debido a que las instalaciones de campo son ineficientes para romperlas y los costos para su transporte o eliminación son altos. En 1909, Cottrell aplicó con éxito un proceso de precipitación electrostática a un aceite de California con problemas de emulsiones y al mismo tiempo Barnickel comenzó a trabajar en la adición de químicos para romperlas obteniendo patentes en 1914, estos dos desarrollos han aportado las herramientas actuales necesarias para romper la mayoría de las emulsiones en el campo y manejar un producto comercializable en las líneas y demás medios de transporte.

Las principales razones para deshidratar y desalar el petróleo crudo son:

1. Los compradores de aceite especifican un contenido máximo permisible de sedimentos y agua, S&W, normalmente llamado sólidos básicos y agua, BS&W. Comúnmente los límites varían de 0.1-3 % de corte de agua: 0.1 % en climas fríos, 0.5 % en Texas y las costas del golfo y 3% para aceites ligeros de California.
2. El petróleo crudo es comprado y vendido basado en su densidad en °API, los aceites con altos °API manejan los precios mayores del mercado, el agua reduce la esta densidad y por lo tanto reduce el precio de venta del aceite.
3. El transporte de emulsiones es muy costoso, ya que el volumen que ocupa el agua es una pérdida de volumen de transporte de crudo.
4. La viscosidad del aceite aumenta a medida que el contenido de agua se incrementa. Añadiendo 1% más de agua (o S &W) normalmente se obtiene

un incremento del 2% de la viscosidad en un crudo de 30 °API y 4% en un crudo de 15 °API (Lucas, 1976).

5. Las sales minerales presentes el agua de los campos petroleros producen corrosión en el equipo de producción, equipo de tratamiento, tuberías y tanques de almacenamiento.
6. Refinar crudo emulsionado puede producir severos problemas de corrosión, el destilar petróleo crudo con salmuera inorgánica contribuye a la corrosión, a ensuciar el equipo de refinación y bajo algunas circunstancias los cloruros pueden hidrolizar al HCl, que es extremadamente corrosivo.

Todo método para remover agua, sal, arena, sedimentos y otras impurezas del petróleo crudo es llamado tratamiento de aceite. Los métodos de tratamiento de aceite tienen una meta en común: proporcionar un ambiente sustentable para que la densidad logre la separación del agua y el petróleo crudo. Los siguientes métodos de tratamiento son los más comunes:

1. Manejar o proporcionar un abaja velocidad, esto reduce la turbulencia e incrementa el tiempo de residencia.
2. Desgasificar o extraer el gas del líquido mientras éste se libera en los equipo de producción.
3. Tratamiento químico, que consiste en agregar cortadores de emulsión o demulsificante.
4. El lavado o continuo movimiento de la fase de agua.
5. Calentar para reducir la viscosidad del aceite para acelerar la separación.
6. Tratamiento eléctrico.
7. Tratamiento mecánico.

El tratamiento de campo consiste en la eliminación de niebla y la remoción de arena, lodo y otros sólidos, un tratamiento exitoso implica que el petróleo crudo llegue la línea de transporte o refinación cumpliendo con las especificaciones, normalmente del 0.1 a 1 % de S&W. La salmuera tratada o agua producida también debe estar libre de aceite para cumplir con las regulaciones ambientales, cerca de 15 a 40 ppm y para prevenir problemas de represionamiento del yacimiento si dispone a ser reinyectada. Cabe destacar que las regulaciones ambientales de aceite en agua son mucho más severas que las especificaciones de agua en aceite.

El presente capítulo comienza con una breve lista de terminología, siguiendo con la descripción de los métodos comunes y dos métodos poco convencionales de deshidratación de petróleo crudo e incluye las consideraciones,

datos requeridos y métodos recomendados para el diseño de equipos, por último se estudian la operación, mantenimiento y solución de problemas de los mismos.

4.1.1 Terminología

Antes de hablar de tratamiento, se recordaran y definirán algunos términos.

Contenido S&W: el aceite producido en el pozo y en el equipo de producción, contiene considerables cantidades de salmuera así como materiales sólidos, éste contenido de agua y sólidos es referido a sedimentos y agua (S&W). El contenido S&W en un aceite es determinado en el campo mediante la norma ASTM 96.

Tubería de recolección: tubería perforada o ranurada utilizada para remover el aceite tratado de la manera más uniforme posible de la sección coalescente.

Demulsificantes: son mezclas de químicos utilizados para romper la emulsión mediante la destrucción o debilitamiento de la capa estabilizadora alrededor de las gotas de agua dispersas.

Electrodos o malla: placas o electrodos utilizados para estabilizar el campo eléctrico en deshidratadores electroestáticos.

Deshidratadores electroestáticos: equipos que utilizan campos eléctricos en al área coalescente del aceite.

Emulsionantes: además de agua y aceite, una tercera sustancia, llamada emulsificante debe estar presente para producir una emulsión estable. Este emulsificante usualmente existe como una capa en la superficie de las gotas dispersas.

Emulsión: es una combinación de dos líquidos inmiscibles. Un líquido está disperso en gotitas y es conocido como discontinuo, disperso o fase interna. El líquido que suspende a las gotas es llamado continuo o fase externa.

Deflector de calefacción, campana extractora, mortaja: un deflector que se coloca alrededor de los tubos de calentamiento para minimizar su efecto en el agua libre.

Interfase: la superficie de contacto entre los límites de dos líquidos inmiscibles, la superficie de contacto entre las gotas de agua y el aceite que las

contiene o bien la superficie entre la fase de aceite y la fase de agua en un separador..

Drenador de Interfase: un tubo perforado o algún otro dispositivo utilizado para remover lodo acumulado en la interfase agua y aceite en un deshidratador..

Emulsión aceite en agua (o/w): una emulsión que consistente en gotas de aceite dispersas en una fase continua de agua. Esto también es llamado emulsión inversa. El contenido de agua de esta emulsión generalmente es del 85% del volumen.

Línea de aceite: referente al crudo que tiene condiciones aceptables para pasar a la línea de transporte. Aceptable se refiere a cumple con las medidas en términos de su densidad en °API, presión de vapor Reid (PVR), viscosidad, S&W, contenido de azufre y otros contaminantes.

Agua Producida: el agua producida es clasificada en emulsionada y libre. El agua emulsionada no se manifiesta después de 5 minutos y el agua libre la podemos ver antes de los 5 minutos en el equipo de separación.

Aspersores: tubería perforada o canales usados para inyectar una emulsión de la forma más uniforme posible a lo largo de la sección transversal del deshidratador.

Emulsión estable: tres condiciones son necesarias para formar una emulsión estable

1. Los líquidos deben ser inmiscibles.
2. Suficiente agitación para dispersar un líquido en forma de gotas en el otro.
3. Un agente emulsionante debe estar presente.

Factor de oleada: el equipo es dimensionado para usar un gasto máximo esperado durante la predicción de vida de los pozos. Generalmente se agrega un factor de surgencia para anticipar un mayor al esperado y el incremento del corte de agua con el tiempo.

Corte de agua: porcentaje de agua del volumen en la mezcla de aceite y agua.

Emulsión agua en aceite (w/o): consiste en gotas de agua dispersas en una fase continúa de aceite. También es llamada emulsión normal o regular.

Grasshopper: Red de tubería para remover el agua del deshidratador a un gasto constate.

Mojabilidad: Referente a la adhesión de un líquido a la superficie de un sólido. Si la superficie sólida es cubierta preferencialmente por aceite es llamada mojada por aceite, si es cubierta preferencialmente por el agua es llamada mojada por agua.

4.2 MÉTODOS DE TRATAMIENTO

La deshidratación del crudo implica la óptima combinación cuatro técnicas para producir la limpieza del aceite y del agua, que comprenden: químicos demulsificantes, tiempo de retención, calor y electricidad. Proporcionando tiempo de retención y calentamiento normalmente resulta menos costoso que inyectar químicos y que crear campos electroestáticos. En primer plano se hablara de la inyección de químicos ya que son usados en la mayoría de los casos, después se describirán los tipos de vasijas más comunes usadas para proporcionar tiempo de retención, posteriormente se describirán los deshidratadores de calor así como los deshidratadores electroestáticos, además los deshidratadores mecánicos son contemplados para tratar las ventajas de usar deflectores, placas, medios coalescentes y otros elementos internos. Finalmente se mencionaran dos métodos no comunes de deshidratación: centrifugado y evaporación.

4.2.1 Tratamiento Químico

El tratamiento químico consiste en aplicar un producto demulsificante, el cual debe ser inyectado tan temprano como sea posible a nivel de superficie o en el fondo del pozo. Esto permite más tiempo de contacto y puede prevenir la formación de una emulsión corriente abajo. La inyección del demulsificante antes de una bomba, asegura un adecuado contacto con el crudo y minimiza la formación de una emulsión por la acción de la bomba.

Aunque resulte extraño los demulsificantes químicos son iguales que los emulsionantes (es decir, son tensoactivos) y cumplen con 4 funciones principales:

1. Fuerte atracción hacia la interfase aceite y agua. Los demulsificantes deben desplazar o neutralizar los agentes emulsionantes dispuestos en la interfase de las gotas.
2. Floculación. Estos deben neutralizar cualquier repulsión eléctrica entre las gotas dispersas y permitir que estas se junten.

3. Coalescencia. Estos deben permitir que las pequeñas gotas se combinen y formen gotas más grandes, esto requiere que se rompa la capa que envuelve.
4. Adhesión a sólidos. Estos deben prevenir que los líquidos se adhieran a las superficies.

Las teorías de cómo actúan los demulsificantes se encuentran incompletas, ya que éstas fallan en explicar con exactitud los compuestos químicos en una mezcla particular de aceite y agua. Sin embargo, son válidas dos generalidades:

- ✓ Primera: los demulsificantes eficaces tienen pesos moleculares elevados que son comparables a los de los surfactantes naturales.
- ✓ Segunda: si se usan como agentes emulsionantes tienden a causar emulsiones opuestas en tipo (es decir, o/w) a la emulsión w/o original (Salager, 1990).

Una teoría acerca de por qué los demulsificantes trabajan, es que éstos “neutralizan” a los agentes emulsionantes, en otras palabras, romper una emulsión w/o requiere un químico que podría normalmente producir una emulsión inversa o/w. Otra explicación es que los demulsificantes químicos hacen que la capa que rodea a las gotas de agua sea más rígida y cuando la gota se expande al ser calentada, la capa se rompe. Alternativamente, si el químico hace que las capas se contraigan, el calor ya no es requerido para romper la capa.

La **Tabla 4-1** presenta una breve historia de los químicos utilizados para romper emulsiones w/o desde los esfuerzos pioneros de Barnickel en 1913. Un solo químico no puede cumplir con las cuatro acciones necesarias por sí solo, por eso es que los demulsificantes comerciales son una mezcla de estos compuestos químicos.

En la práctica es aceptable combinar un porcentaje (30-60%) del demulsificante sólido, con un solvente adecuado como una nafta aromática pesada HAN (heavy aromatic naphtha) o alcohol isopropílico IPA (isopropyl alcohol) para obtener un líquido que fluya a la temperatura más baja esperada. Los demulsificantes para emulsiones w/o están disponibles en el mercado como líquidos premezclados por lo regular altamente solubles en aceite e insolubles en agua así que pueden dispersarse rápidamente en la fase continua de aceite y alcanzar las gotas de agua en la interfase. Un demulsificante inverso por el contrario es altamente soluble en agua y están disponibles comúnmente de 2,000 a 5,000 en peso molecular de poliaminas y compuestos de poliarilamidas de amonio cuaternario (cationes de amonio cuaternario “quats” por sus siglas en

inglés) mezclados con aluminio, hierro o cloruro de zinc, en dosis en un rango de 5 a 25 ppm (Hudgins, 1992).

Tabla 4-1. Historia de los demulsificantes

Periodo	Dosis (ppm)	Tipo de químico
1920's	1000	Espumas, sales de ácidos nafténicos, aromáticos y sulfonatosalquilaromáticos, "aceite rojo Turco", aceite de ricino sulfatado.
1930's	1000	Sulfonatos de petróleo, "espumas de caoba", Aceite de ricino oxidado y ésteres de ácido sulfosuccínico.
Desde 1935	100-500	Etoxilatos de ácidos grasos, alcoholes grasos, y alquilfenoles
Desde 1950	100	Óxido de etileno / copolímeros de óxido de propileno (EO/PO), resinas de p-alquilfenol formaldehído + EO/PO y modificaciones
Desde 1965	30-50	Amino oxalatos
Desde 1976	10-30	Oxilada, resinas de formaldehído cíclico p-alquilfenol, y modificaciones complejas
Desde 1986	5-20	Poliesteramidas y mezclas

La mayoría de los tipos de demulsificantes pueden ser clasificados de la siguiente manera (Smith and Arnold, 1987, NATCO, 1993: Svetgoff, 1990):

Esteres	<ul style="list-style-type: none">• Buen deshidratador, salida lenta de gotas de agua
Di-epóxidos	<ul style="list-style-type: none">• Excelente deshidratador• Poco efecto en las gotas de agua
Uretanos	<ul style="list-style-type: none">• Buen deshidratador, no tiene efecto en las gotas de agua
Resinas	<ul style="list-style-type: none">• Rápida formación de gotas de agua, mojara los sólidos por agua.• Buen a regular deshidratador• Resinas acido-oxialquilado-catalizadas proporcionan buena calidad y limpieza del agua separada
Polialquileno	<ul style="list-style-type: none">• Mal deshidratador, no da calidad en las gotas de agua
Glicoles	<ul style="list-style-type: none">• Requiere mezclarse para la mayoría de las aplicaciones
Sulfonatos	<ul style="list-style-type: none">• Puede disolver virtualmente cualquier emulsión.• Buenas habilidades para trabajar con gotas de agua y mojabilidad
Poliésteraminas	<ul style="list-style-type: none">• Superficie muy activa hidrata a bajas dosis produce una delgada interfase o/w
Fenoles Oxialquilados	<ul style="list-style-type: none">• Excelente rompedor de emulsiones
Poliaminas Oxialquiladas	<ul style="list-style-type: none">• Retarda la formación de gotas de agua
Alcanolaminas	<ul style="list-style-type: none">• Rápida formación de gotas de agua

4.2.1.1 Prueba de la botella

Los demulsificantes químicos deben ser agregados continuamente a un gasto determinado por la prueba de la botella. Los gastos de inyección de químicos deben ser monitoreados cuidadosamente al pie del taque que debe tener un indicador de vidrio, esto permitirá al operador el control de los volúmenes al final del día. Los gastos de inyección pueden variar de 2 a 200 ppm, pero usualmente están entre 10 y 60 ppm (Smith y Arnold, 1987) y es necesario tomar en cuenta que los aceites pesados requieren mayores dosis que los aceites ligeros. Por lo regular solo 0.4 a 4 ppm de demulsificante se distribuyen en el agua producida (Huggins, 1992). El agregar demulsificante de más puede elevar los costos del tratamiento, incrementar el aceite contenido en el agua separada, a menudo producir emulsiones inversas o/w estables y puede hacer que la emulsión w/o original sea más difícil de romper.

Los demulsificantes deben ser inyectados tan pronto como sea posible pues esto permitirá más tiempo para que los químicos trabajen, pudiendo prever una posible formación de una emulsión corriente abajo. Inyectar el demulsificante en las tuberías de flujo a la velocidad de diseño puede acelerar la dispersión de los químicos y la floculación de las gotas de agua

La selección y preparación del demulsificante debe coincidir con tipo de recipiente de tratamiento. Los tanques de lavado tienen largos tiempos de retención (8-24 hrs), por ello es apropiado un demulsificante de lenta acción. Los deshidratadores de calor y electrostáticos requieren químicos de rápida acción (15-60 min). Si el demulsificante se agrega en la cabeza del pozo o incluso en el fondo de éste no deberá ser sensible a la agitación o al flujo turbulento en la entrada del deshidratador y se debe recordar que las demandas del demulsificante cambian al cambiar la corriente del pozo. Las pérdidas de flujo, los altos cortes de agua, la presencia de parafinas en climas fríos y el incremento de sólidos causados por la reparación o mantenimiento de tubería pueden cambiar los requerimientos de acción del demulsificante.

Los agentes emulsionantes en el crudo son numerosos y complejos para poder identificarlos por completo, por ello no es posible encontrar un demulsificante universal. La selección del demulsificante se basa en la prueba de la botella, la cual se resume en la en la **Tabla 4-2** (Bowman, 1977).

Tabla 4-2. Procedimiento para el diseño de la prueba de la botella

1. Obtener una muestra de 5 galones en una botella.
2. Escurra toda el agua libre que esté presente en la muestra.
3. Agite fuertemente los 5 galones aplicando el procedimiento ASTM D 96, determine el porcentaje S&W de la emulsión.
4. Agregue la cantidad de 8 onzas recomendada en cada botella para cumplir con las condiciones de la prueba.
5. Agregar 100 ml de emulsión a cada botella.
Agregar un cortador de emulsión normal
Agregar un cortador de emulsión inversa, si es requerido.
Agregar calor a tratamiento de temperatura.
6. Colocar las botellas en posición horizontal en el agitador y encenderlo a 150 ciclos/min por 3 minutos.
7. Colocar las botellas ligeramente tapadas en sus baños de temperatura e iniciar los tiempos.
8. Transcurrido el tiempo que se indica en los criterios iniciales de diseño quitar el número de botellas requeridas de los baños de temperatura. Leer y anotar el rompimiento de agua presente en cada botella.
9. Usando una jeringa tomar una muestra de 10 ml de aceite de los 80 mil de la marca de cada botella.
10. Inmediatamente leer el contenido de S&W de las muestras.
11. Si la concentración en ppm de agua en el aceite la deseada, usar una jeringa y obtener una muestra de agua de 0.5 pg del fondo de la botella.
12. Determinar cualitativamente el contenido de agua en el aceite utilizando las normas.

FUENTE: Bowman, Burton and Prior, 1977 modificacion [9]

NOTAS:

1. Los pasos 3 y 7 deben ser completados tan rápido como sea posible después de obtener la muestra.
2. Si para completar estos pasos se toma más de una hora, la muestra de 5 galones debe ser calentada hasta su temperatura original y ser agitada durante 3 minutos.

Toda prueba de la botella es tan buena como la muestra tomada del tanque. Una buena muestra debe ser:

1. La muestra debe ser representativa del flujo que está siendo tratado.
2. Estar compuesta de la producción de los pozos individuales que alimenta al deshidratador.
3. Contener cantidades representativas de algunos químicos como demulsificantes, inhibidores de corrosión, parafinas, etc.
4. La muestra debe ser fresca para prevenir la estabilización de la emulsión

Las pruebas de la botella se basan en el 4 de estos factores:

- a) Agitación
- b) Adición de químicos
- c) Calor
- d) Duración de la prueba

Los resultados de la prueba de la botella no se parecerán a los resultados de de campo si no se tiene la misma agitación, ya que ésta es muy difícil cuantificar, lo más practico es subestimar un valor de la misma, sin embargo no es posible asegurar que la falta de similitud de los resultados de campo y los de la prueba de la botella se deban únicamente a la incertidumbre que tenemos respecto a la agitación.

Algunas veces se trata de diluir el demulsificante químico con un solvente apropiado (xileno, 75% xileno y 25% IPA) para formar una solución al 2 y/o al 10%, así se provee una temprana y mejor adición de demulsificante, sin embargo, dichos solventes pueden causar error en los datos (Graham y Stockwell, 1980). El demulsificante premezclado, elegido para utilizarse en el campo, debe ser adicionado empleando una jeringa con microlitros.

Usualmente es preferible correr las pruebas de botella a pocos grados por debajo de la temperatura del campo ya que, el aceite que es sometido a tratamiento térmico es generalmente de 5 a 10 °F más frio que la fase agua que es calentada por los tubos calentadores y además la evaporación del agua también enfría el aceite. El tiempo de duración de la prueba de botella corresponde al tiempo inactivo que experimenta el crudo durante el tratamiento.

Las pruebas de deshidratación del aceite pueden ser diseñadas estáticamente para que los efectos de las variables importantes sean evaluados a fondo (estabilidad de la emulsión, tiempo del tratamiento, temperatura del tratamiento, etc.), éste diseño estático de las pruebas de botella permiten la interacción de las tales variables.

4.2.1.2 Ventajas y desventajas del tratamiento químico

El tratamiento químico ofrece las siguientes ventajas:

1. La formación de emulsiones puede ser completamente prevenida introduciendo demulsificantes al inicio del tratamiento.
2. La emulsión puede ser rota a temperaturas considerablemente bajas sin reducir el volumen de petróleo crudo y reduciendo las pérdidas de densidad aumentando la producción de gasolinas.

Las desventajas del tratamiento químico son las siguientes:

1. La mayor desventaja es que una sobre aplicación de demulsificantes puede producir nuevas emulsiones, que usualmente son más difíciles de romper que las originales.
2. Casi nunca es más económico romper las emulsiones únicamente por tratamiento químico. Generalmente se aplica energía adicional (calor o electricidad) para reducir la dosis y el alto costo del tratamiento químico.

4.2.2 Tratamiento Gravitacional

El tratamiento gravitacional se logra en grandes vasijas que proporcionan el tiempo de residencia necesario llamadas tanques, asentadores, tanques de lavado o gun barrels y también en deshidratadores FWKOs (free wáter knockouts).

En la figura **Figura 4-1** se muestra un deshidratador FWKO que generalmente tiene el proposito de remover un gran porcentaje del agua libre que fue acarreada por la corriente de producción, pero no está emulsificada en el aceite, ésta libre se asienta fácilmente en tiempos cortos de entre 10 y 20 min.

Los deshidratadores FWKO son usualmente usados en conjunto con otros métodos como una fase preliminar a la primera etapa para la remoción de agua. El petróleo crudo que sale del deshidratador FWKO aun contiene desde 1% hasta 30 o 40% de agua emulsionada. Estos dispositivos pueden usar deflectores para direccionar el flujo a través de la unidad y placas coalescentes de carbono como maximizadores de rendimiento. Normalmente solo son tanques de asentamiento presurizados tienen un nivel controlado de agua y una válvula de control de descarga, en ellos el agua es removida por segregación gravitacional. Los deshidratadores FWKO son dispositivos de simple construcción y operan removiendo el agua libre antes de hacer fluir la mezcla aceite y agua (emulsión) en el calentador logrando un ahorro de combustible, pues se necesitan 350 BTU para

incrementar en 1 °F la temperatura de 1 bl de agua y 150 BTU para aumentar en 1 °F la temperatura de un barril de petróleo crudo, es decir, calentar innecesariamente el agua no solo es un gasto inútil de calor, también esto puede depositar incrustaciones y pueden ser requeridos tratamientos químicos costosos para prevenirlas, una formación de 0.06 in de incrustaciones en los tubos de calentamiento puede incrementar el gasto de combustible, entre 11 y 13% (Stewart, 1979).

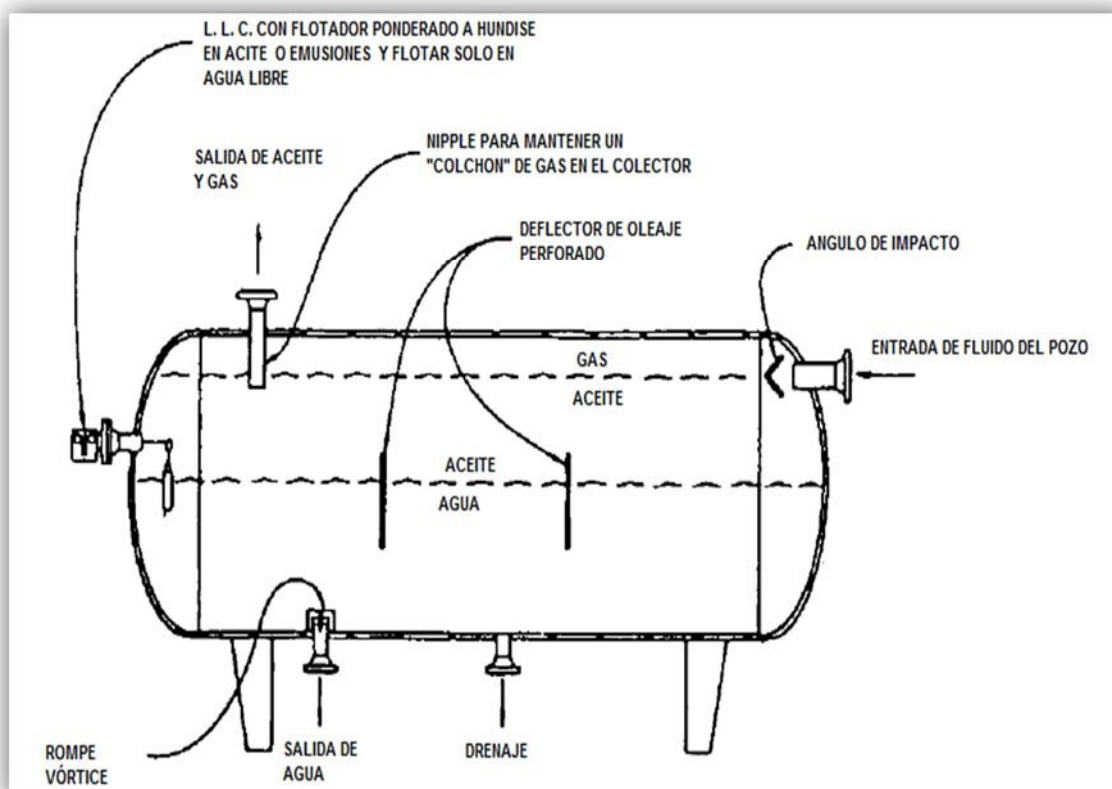


Figura 4-1. Deshidratador (FWKO) (Smith y Arnold, 1987).

Los deshidratadores FWKO no son una panacea, pues solo remueven el agua libre, pero se pueden adicionar ruptores químicos de emulsiones corrientes arriba del deshidratador, estos equipos cuentan con sistemas de protección de ánodos galvanizados cubiertos por revestimientos epoxi o una placa de vidrio.

Los tanques asentadores y tanques de lavado son grandes vasijas de esféricas que operan llenando el tercio inferior de la vasija con el agua producida, y los dos tercios superiores restantes de petróleo crudo. La emulsión adicionada con demulsificantes y a veces calentada es introducida por debajo de la interfase agua y aceite usando un esparcidor, ésta "acción de lavado" produce una pequeña agitación y causa que las gotas de agua arrastradas entren en contacto con el

volumen de agua retenido, así juntándolas y removiéndolas de la corriente de aceite. El asentamiento de las gotas de agua o el rompimiento de la emulsión ocurren en las dos terceras partes superiores del tanque conforme el nivel de crudo aumenta lentamente. Una mala distribución de la emulsión o una inapropiada alimentación de fluidos en la zona de lavado puede ocasionar un corto circuito, turbulencia y laminación. Los intercambiadores de calor deben ser situados en la sección del agua porque puede ocurrir convección severa o laminación si estos se encuentran en la sección del aceite.

En la Figura 4-2 se muestra las cinco partes principales que constituyen de los tanques de lavado:

1. Línea de alimentación.
2. Tubo conductor, también llamado bota separadora de gas, canal de flujo, o chimenea.
3. Cuerpo del tanque
4. Línea de drene del agua, también conocida como asentador preliminar, sifón de agua o "grasshopper".
5. Línea de salida del aceite.

Hertz (1987) enfatizó en la importancia de desgasificar la emulsión antes de entrar al tanque de lavado, por ello desarrollo una que consiste en un empaque de anillos tipo Pall (cilindros con paredes ranuradas y costillas internas, con el diámetro y la altura de igual tamaño) de 1.5 pg. de espesor (**Figura 4-3**), como se muestra en la **Figura 4-4**, ambos el gas y el aceite son introducidos a través del empaque y el gas sale inmediatamente por la parte superior, mientras el líquido fluye por gravedad a la parte inferior del mismo. Como el empaque es mojado por el aceite, se genera una buena área de contacto entre el gas y el aceite ($40 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$) así se provee una efectiva desgasificación, incluso del gas en solución, a su vez, esto reduce el gas liberado corriente debajo de la batería de separación. Por último se emplea un sistema de vórtice para introducir el líquido desgasificado uniformemente en el tanque para minimizar la generación de agitación de las fases.

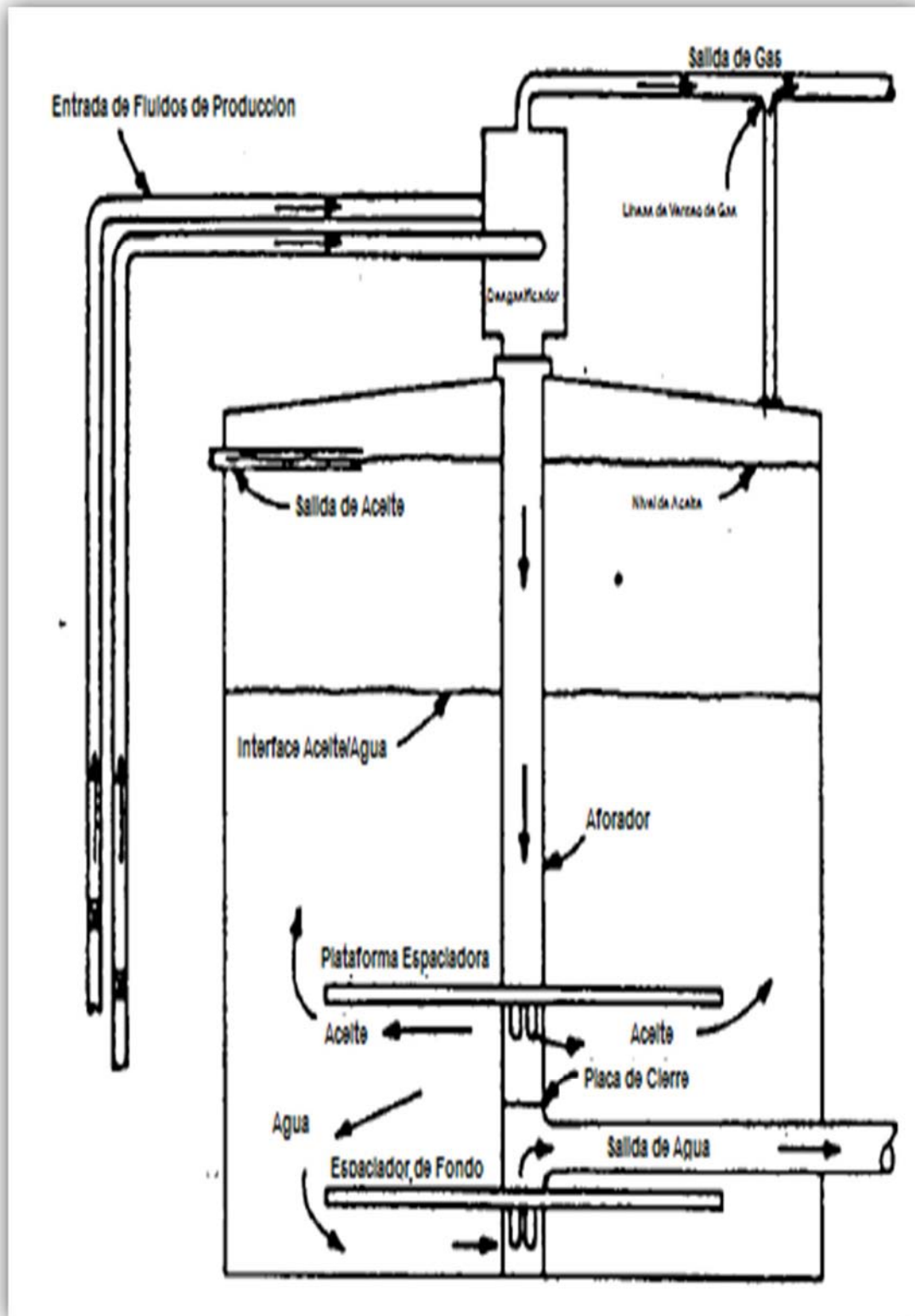


Figura 4-2. Tanque de lavado (Hertz, 1987).

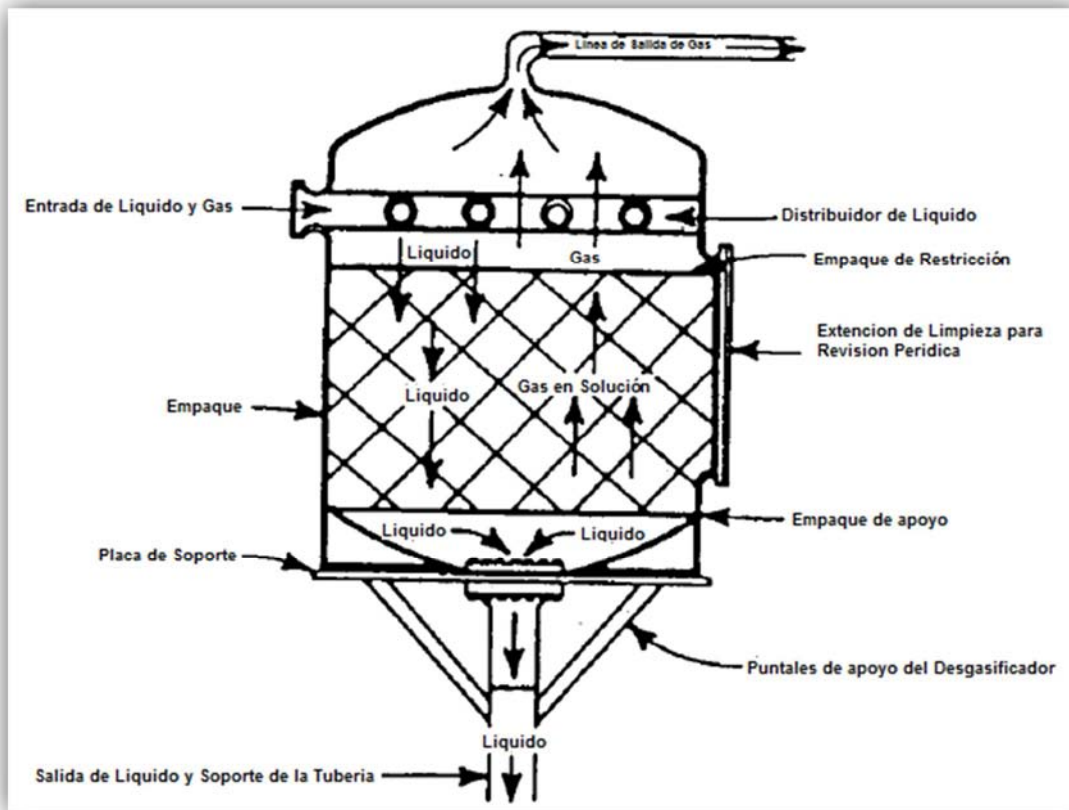


Figura 4-3. Desgasificador/Desurger (Hertz, 1987).

Algunos tanques de lavado tienen otras partes tales como manómetros, líneas para licuado de gas y conexiones de calentamiento, sin embargo, estas partes son consideradas generalmente como accesorios y no están involucradas con las funciones primarias del tanque.

4.2.2.1 Ventajas y desventajas del tratamiento gravitacional

Las siguientes ventajas se atribuyen a los tanques de lavado (West, 1976):

1. No requiere combustible. Los tanques de lavado usan el tiempo de retención y de adhesión preferentemente que el uso de calor.
2. No tiene partes mecánicas.
3. No usa fuego.
4. Menor repulsión de gas, por lo tanto, mínimo encogimiento del volumen de aceite y pérdida de densidad en °API.

Sin embargo, tienen las siguientes desventajas:

1. No están diseñados para manejar grandes volúmenes.
2. Los tanques muy grandes son muy pesados porque necesitan tener una gran cantidad de aceite almacenado, lo cual limita su uso costa afuera.
3. La protección contra la corrosión puede ser muy costosa
4. Si la emulsión es calentada antes de entrar al tanque, las pérdidas por calor serán muy grandes.
5. Es difícil eliminar los patrones de flujo no ideales.

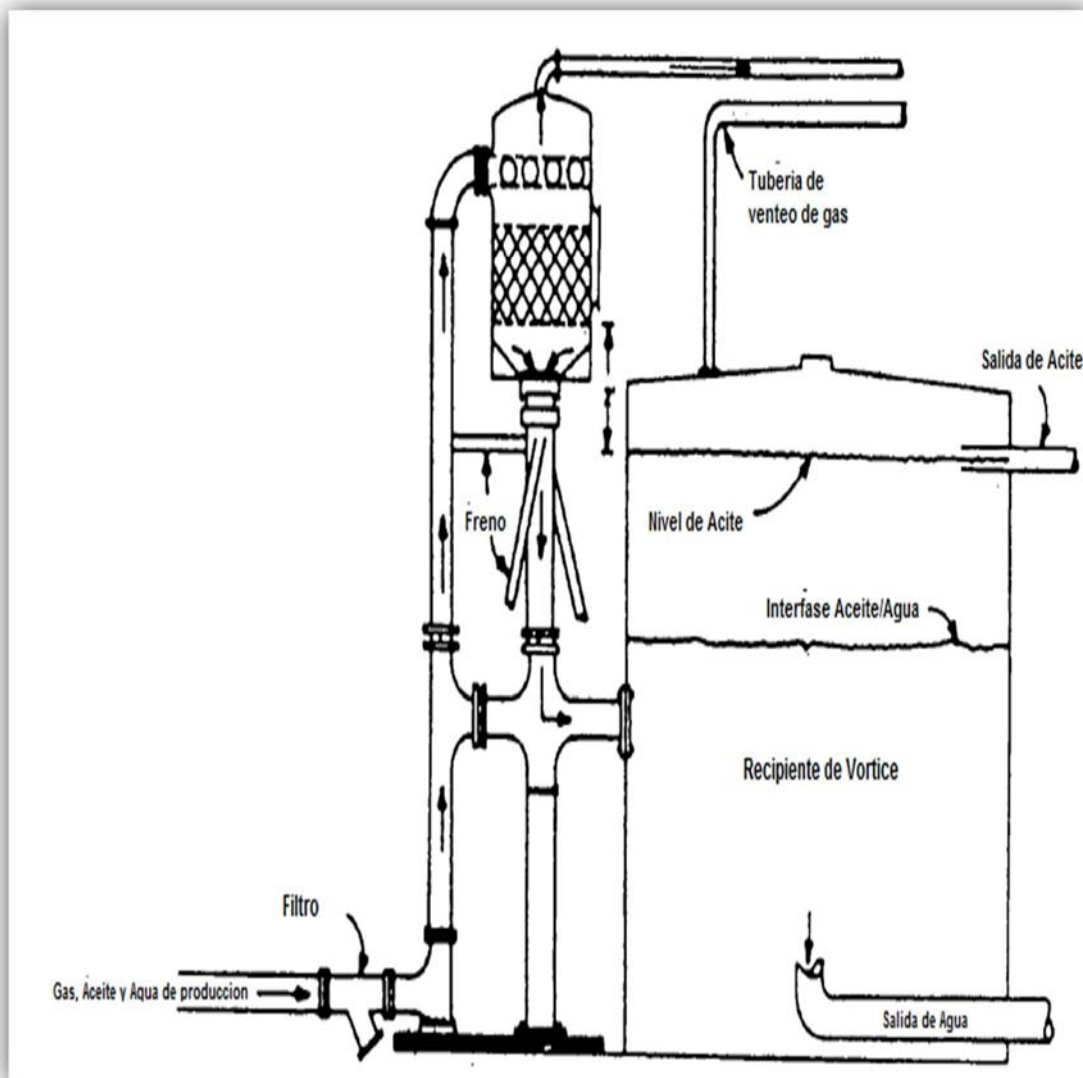


Figura 4-4. Instalación Desgasificadora (Hertz, 1987).

4.2.3 Tratamiento Térmico

Este método consiste en suministrar calor para calentar las emulsiones. Los deshidratadores térmicos son clasificados en directos e indirectos, basados en el método de aplicación de calor. Los calentadores directos incluyen los siguientes cuatro tipos:

1. Calentadores tubulares.
2. Calentadores de camisa.
3. Con quemador interno.
4. Calentador de volumen o tipo “jug”.

Aunque los deshidratadores térmicos tienen diferentes diseños, la transferencia de calor es completada mediante el contacto directo con el quemador. A pesar de los problemas causados por los sedimentos, las regiones de mayor calentamiento y la corrosión estos deshidratadores son capaces de manejar grandes volúmenes de líquido con un menor consumo de combustible que los de tipo indirecto operando con mayor eficiencia cuando existe poca o nula presión de operación y los fluidos no generan problemas de corrosión. Los deshidratadores térmicos, tanto horizontales como verticales se muestran en las **Figuras 4-5 y 4-6** respectivamente.

Un deshidratador térmico vertical debe cumplir con las siguientes funciones:

1. Desgasificar la emulsión de alimentación conforme entra al deshidratador.
2. Remover arena, sedimentos y el agua libre de la emulsión antes de ser calentada.
3. Lavar y calentar el agua de la emulsión a medida que fluye a través de los tubos calentamiento.
4. Promover la coalescencia y asentamiento las gotas de agua..

El nivel de aceite en los deshidratadores térmico verticales es mantenido mediante una línea localizada cerca del fondo del tanque denominada “pierna de agua” o un sifón para drenar el agua libre, éste sifón debe mantenerse vertical porque un cambio de 1 pulgada de altura en la burbuja del controlador puede provocar que el nivel de aceite aumente 6 pulgadas.

El aceite limpio y deshidratado puede ser usado para calentar la emulsión que entra al deshidratador utilizando intercambiadores de calor de tubos y carcasa o de placas y bastidor. La emulsión más corrosiva y sucia ingresa con un tubo lateral para facilitar su limpieza.

Si la producción de varios pozos alimenta corriente que entra al deshidratador, la sección de tratamiento antes de los tubos de calentamiento debe ser diseñada para permitir un tiempo de retención de 5 minutos. Los deshidratadores verticales no son apropiados para remover grandes volúmenes de agua libre, esta limitación se agudiza en campos maduros donde la producción de agua se incrementa, para ello una buena solución es instalar corriente arriba un deshidratador FWKO.

El uso de un medio poroso para favorecer la coalescencia mecánica puede ser utilizada en la sección de asentamiento del aceite, para ello recomienda el uso del filtros como los Performax (NATCO, 1991), que son superiores a los filtros de viruta de madera especial con una mejor separación y menor taponamiento. La canalización de agua en el filtro de viruta puede resultar en que las gotas de agua comiencen a ser arrastrada junto con aceite tratado, además puede formarse incrustaciones en los sifones de salida del agua y al fondo del filtro de viruta.

Los deshidratadores térmicos horizontales básicamente tienen el mismo funcionamiento que los verticales, el flujo entrante es parcialmente desgasificado y después es dirigido por un deflector de calor alrededor de los tubos de calentamiento y sale por debajo de éstos. El agua libre y la arena deben eliminarse antes de que la emulsión remanente se caliente a medida que viaja por encima de los tubos de calentamiento hacia la parte superior del deshidratador para ser desgasificada por completo. El aceite emusificado fluye a través de un medidor, entra de la sección de igualado y finalmente se distribuye de manera uniforme dentro de la sección de coalescencia por medio de barras esparcidoras, si éste se introduce por debajo del contacto agua y aceite se provee un lavamiento que facilita la coalescencia. Una vez que emulsión se rompe y el aceite limpio es removido de la parte superior de la sección de asentamiento. A veces se utilizan filtros coalescentes para ayudar a la separación del agua del aceite en la sección de asentamiento.

Las partículas sólidas como arena, productos de corrosión, etc., de mayor tamaño se sedimentan y acumulan en el fondo de los tanques. Si la arena no es removida, puede causar los siguientes problemas (NATCO, 1991):

1. La arena se puede acumular ocupando un volumen importante de la vasija y eventualmente bloquear las vías de flujo, hay casos en los que se han encontrado estas vasijas de arena.

2. La arena se puede depositar en las superficies de calentamiento y bloquear la transferencia de calor, generando puntos más calientes y provocar que se queme el equipo.
3. La deposición de arena puede interferir con los controladores de nivel, ánodos, válvulas, medidores y bombas, además tales depósitos pueden fomentar el crecimiento de bacterias y aumentar la velocidad de corrosión.

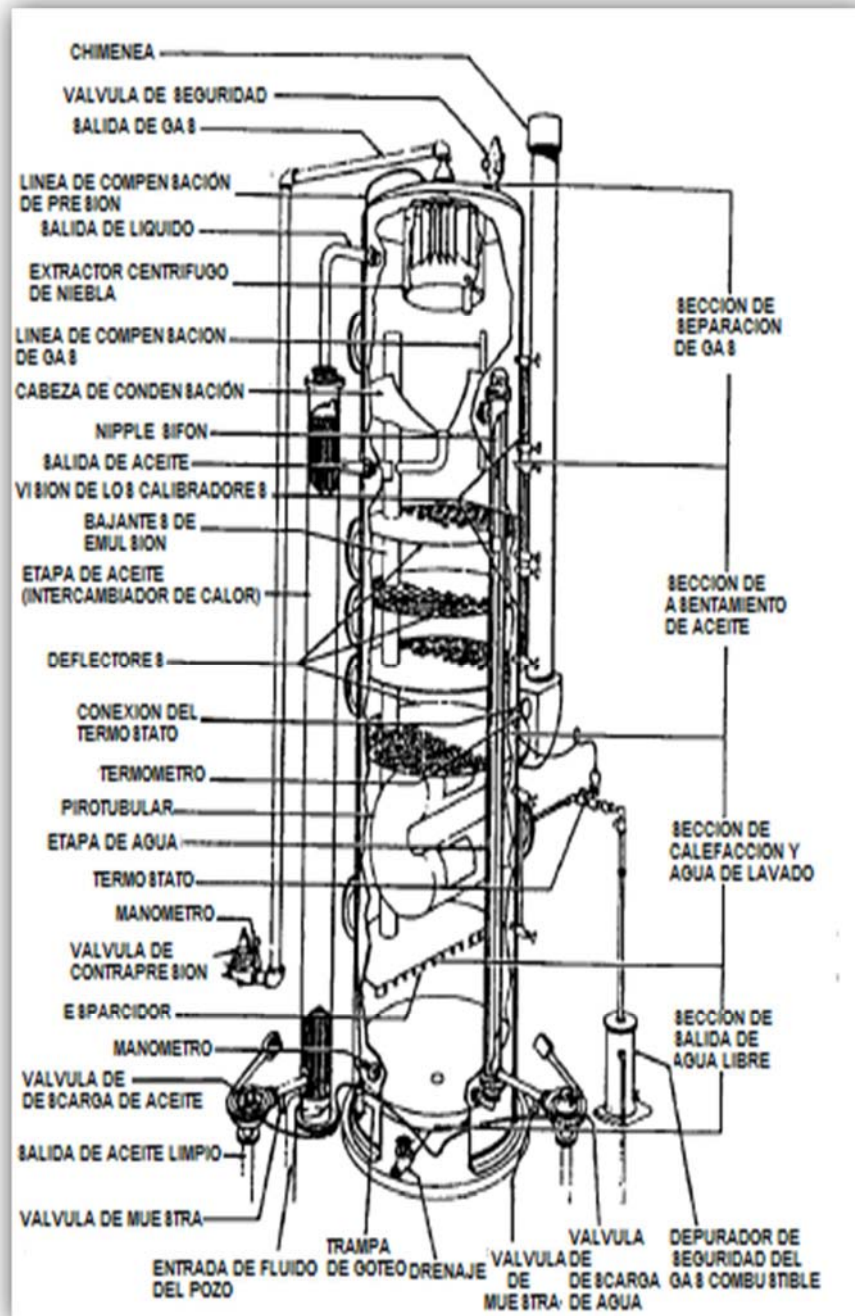


Figura 4-5. Deshidratador térmico vertical (© Howell Training Co., 1979).

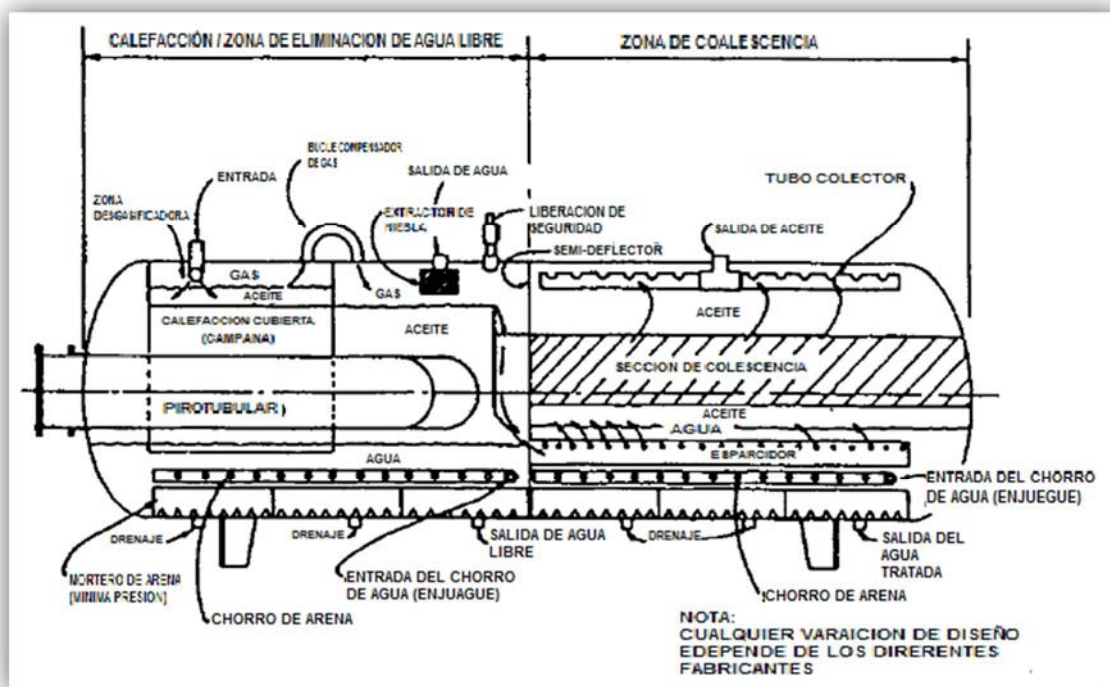


Figura 4-6. Deshidratador térmico horizontal (API Spec 12L, 1987). Reimpresión cortesía del Instituto Americano del Petróleo.

La arena puede ser removida de cualquier vasija si ésta fue diseñada adecuadamente. Las partículas sólidas pueden ser desplazadas por medio de una superficie inclinada con un ángulo de inclinación mayor que ángulo de reposo. Un chorro de agua con una presión de al menos 30 psi mayor que la presión de operación puede remover los pequeños depósitos de sólidos. Los drenadores de arena y deflectores de ángulo invertido se utilizan en conjunto con el chorro de agua para remover los depósitos de arena como se muestra en la **Figura 4-7**. También se recomienda colocar estratégicamente accesos (manholes o registros de hombre) por donde el personal pueda acceder al interior de la vasija para retirar los depósitos de arena y además cada equipo deben contar con válvulas de alivio de seguridad.

Los calentadores indirectos también tienen diferentes diseños, pero tres partes son básicas en ellos:

- (1) Cuerpo
- (2) Quemador asociado
- (3) Conjunto de tubos de flujo

Los deshidratadores térmicos indirectos primero calientan agua o un fluido térmico en el cuerpo, que a su vez calienta el conjunto de tubos de flujo, el cual transfiere calor a la emulsión, previniendo así el contacto directo con el quemador

es posible reducir la corrosión, la formación de incrustaciones y el peligro de incendio y/o explosión.

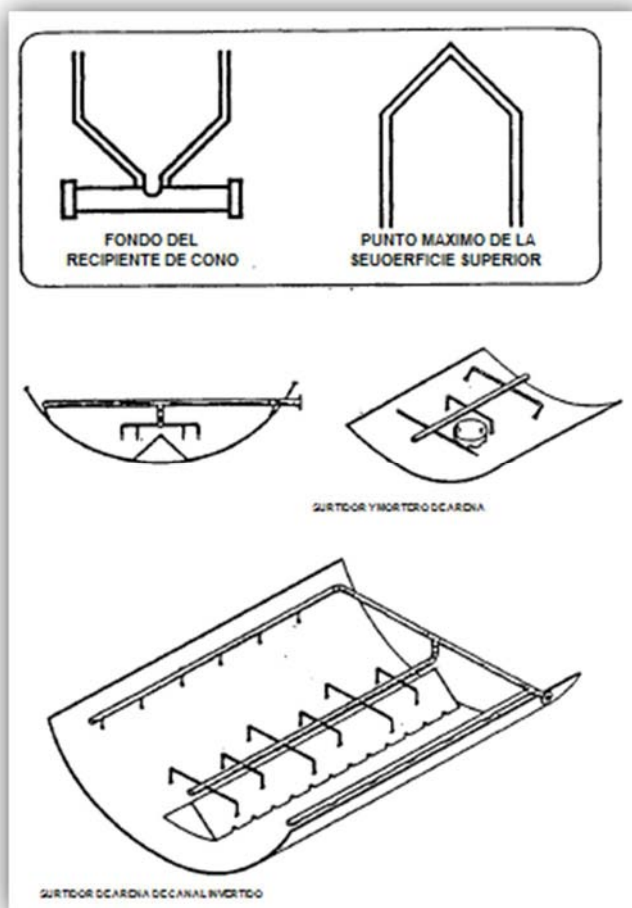


Figura 4-7. Dispositivos Removedores de Arena (NATCO, 1991).

Los deshidratadores térmicos de tipo indirecto también pueden funcionar como ya se mencionó pasando fluido térmico a través de tubos internos, este fluido térmico es circulado por bombas a través de un calentador el cual puede ser instalado alejado del deshidratador como medida de seguridad. El calentamiento indirecto se utiliza a menudo con recuperación de calor residual (por ejemplo, gases de escape de una turbina de gas).

4.2.3.1 Ventajas y desventajas del tratamiento térmico

El tratamiento térmico tiene las siguientes ventajas:

1. Reduce la viscosidad de la fase continua de aceite, así se intensifica la colisión de las gotas y aumenta la tasa de sedimentación. Al aumentar 10 °F se puede disminuir la viscosidad por un factor de dos.

2. Incrementa el movimiento Browniano (movimiento aleatorio que se observa en algunas partículas microscópicas que se hallan en un medio fluido) y la corriente convectiva natural (movimiento de ascenso o descenso de un fluido debido a las diferencias de temperatura o presión con el entorno) dentro de la emulsión, así simultáneamente incrementa e intensifica la colisión de las gotas.
3. Incrementa la diferencia de densidades entre el agua y el crudo, al menos hasta los 175 °F, en la **Figura 4-11** se muestra este efecto en crudos pesados (10 °API) de California.
4. Genera corrientes termales que con la reducción de la viscosidad del aceite promueven mayor uniformidad en la distribución de los demulsificantes químicos y colisiones entre gotas más frecuentes.
5. Mezclado y/o disolución de las parafinas solidas que pueden ayudar a estabilizar la emulsión, esto se logra manteniendo el aceite cerca del punto de rocío.
6. Debilita la película estabilizadora que rodea las gotas de agua.

Sin embargo, el tratamiento térmico sufre las siguientes desventajas:

1. El calentamiento conduce algunos de los hidrocarburos más volátiles fuera del aceite como parte de la fase gaseosa, esta pérdida de hidrocarburos ligeros resulta en un apreciable encogimiento del volumen y una reducción en la densidad en °API del aceite calentado, en la **Figura 4-8** se representan estas pérdidas de densidad y de volumen y en la **Figura 4-9** se muestra una correlación entre la perdida de densidad en °API y el encogimiento del aceite, sin embargo esta correlación es solo una aproximación y no debe ser usada para el diseño.
2. El costo del tratamiento térmico se incrementa conforme aumenta el costo del combustible.
3. Los calentadores son dañinos para el medio ambiente incluso cumpliendo con los estándares de seguridad.
4. Los calentadores requiere reguladores de gas y controladores de temperatura, además de válvulas de desechos, válvulas de contrapresión y válvulas de alivio de emergencia, sin excepción.
5. Los depósitos de coque pueden causar problemas frecuentes en los tubos de calentamiento. La regla de oro en el tratamiento térmico es no sobrecalentar, así se minimiza el encogimiento del volumen y la pérdida de densidad en °API del crudo. Las temperaturas del tratamiento oscilan entre 90 y 250 °F dependiendo de la densidad del crudo y el tipo de la emulsión.

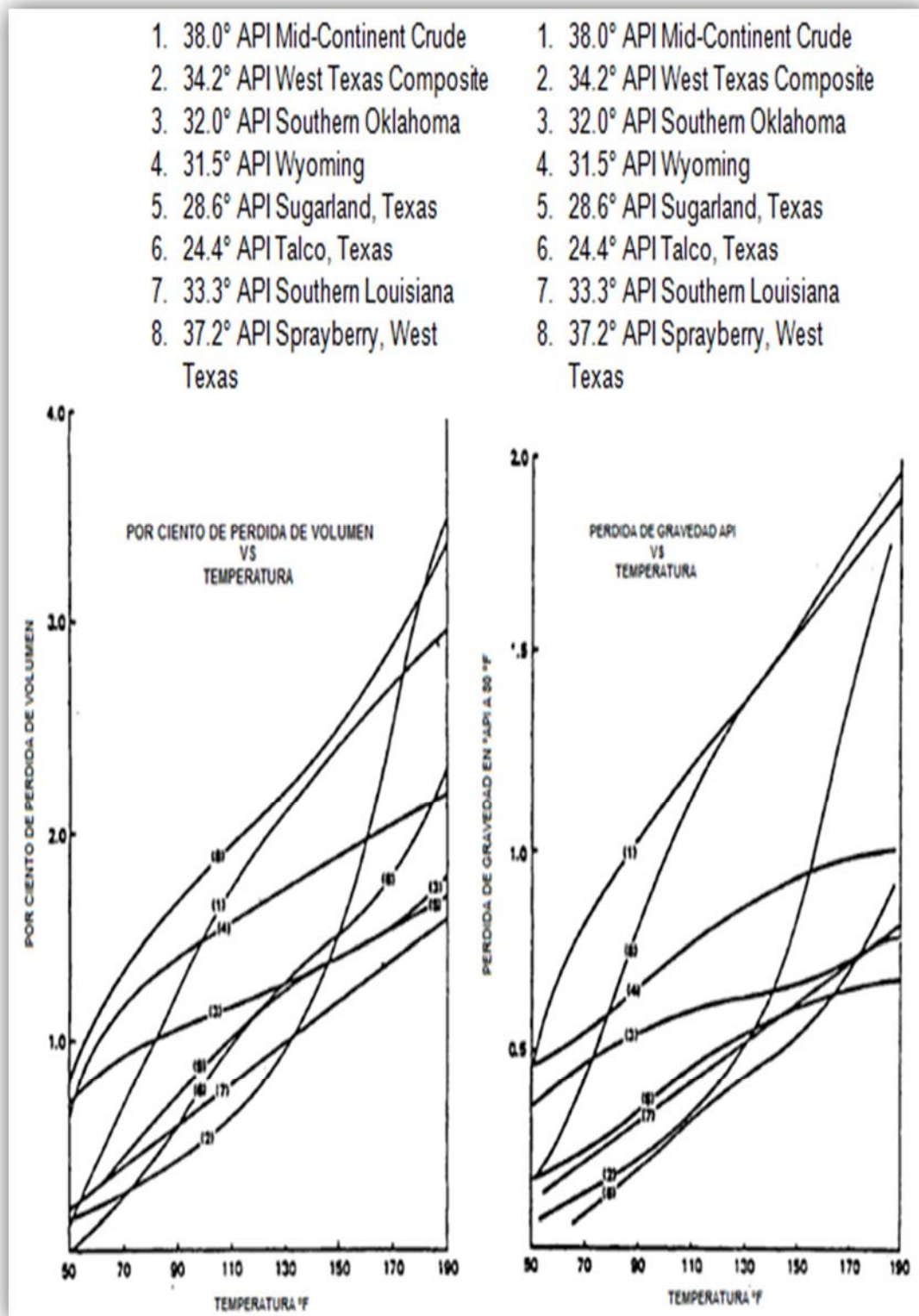


Figura 4-8. Pérdida de Volumen y ° API Vs Temperatura.

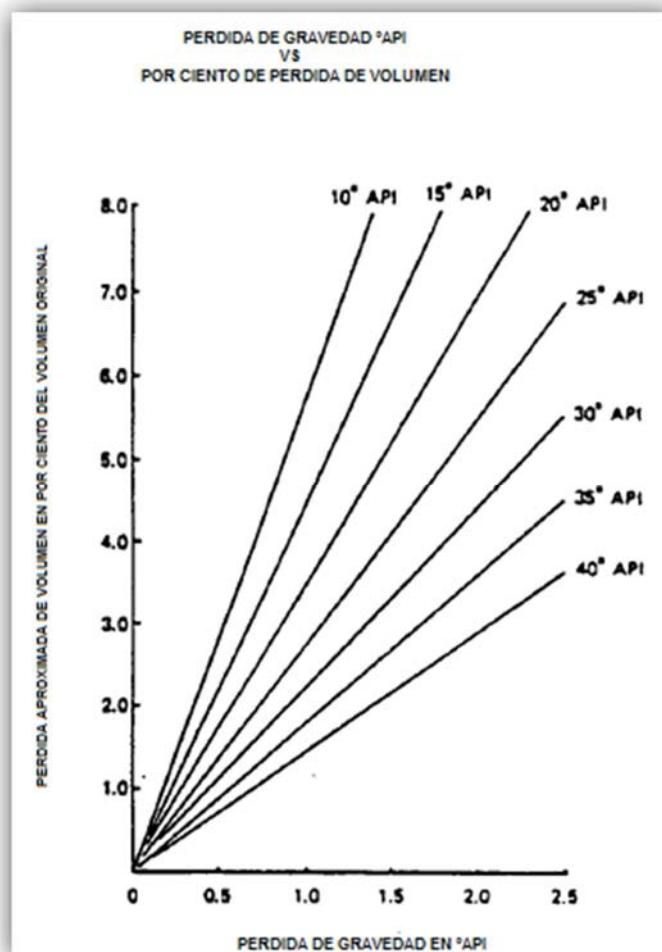


Figura 4-9. Volumen de Encogimiento Vs Pérdida ° API.

El costo del tratamiento térmico depende directamente del costo del combustible. Wallace (1979) enfatizó el costo de calentamiento, considerando la deshidratación de 1,000 bbl de crudo de 31 °API que contenía 150 bbl de agua emulsionada, suponiendo que se requieren 150 Btu para calentar 1 bbl de crudo 1 °F y mientras que calentar de 1 bbl de agua 1 °F requiere 350 Btu. Wallace calculó que se requiere 1 bbl de combustible para calentar 1,150 bbl de crudo emulsionado hasta los 30 °F siempre y cuando el calentador tenga un 80% de eficiencia, esto indica que el costo anual de tratamiento de 1,000 BPD de crudo es de 730 bbl de combustible si la temperatura en el deshidratador es de 150 °F.

El costo neto de combustible puede reducirse drásticamente si el calor en el crudo tratado se recupera, para ello a menudo emplea un intercambiador de calor de placas o de carcasa y tubos; la emulsión sucia y fría entrante se calienta (en los tubos) deshidratando así el petróleo crudo (en la carcasa). Resulta práctico también la recuperación del calor residual de los generadores eléctricos.

4.2.4 Tratamiento Electrostático

El tratamiento electrostático básicamente consiste en hacer pasar gotas de agua en medio de dos electrodos a los cuales se les carga con un alto voltaje, las gotas adquieren carga por inducción, un lado con carga positiva y el otro con carga negativa, lo que origina una atracción entre los lados con cargas opuestas, alineándose y formando cadenas continuas que más tarde se asientan en la fase acuosa.

La gravedad por si sola deriva en velocidades de sedimentación muy lentas, como se ha demostrado anteriormente mediante la ley de Stokes. Por ejemplo, una gota de agua de 20 μm de diámetro, viajará a una velocidad a 0.07 m/h en un crudo de 33 °API a una temperatura de 110 °F y viscosidad igual a 6.5 cp (Burris, 1977).

En la **Figura 4-10** se muestra la distribución asimétrica de los electrones en una molécula de agua, lo que la convierte en una molécula polar, alrededor del oxígeno se concentra una densidad de carga negativa, mientras que los núcleos de hidrógeno quedan desnudos, desprovistos parcialmente de sus electrones y manifiestan, por tanto, una densidad de carga positiva, por eso en la práctica, la molécula de agua se comporta como un dipolo y se polariza en presencia de un campo eléctrico, favoreciendo la coalescencia de gotas dispersas en el petróleo crudo por dos mecanismos que actúan simultáneamente:

1. Las gotas de agua pueden adquirir una carga neta por contacto directo con un electrodo cargado o por transferencia de carga por convección a través de un electrodo en la fase orgánica.
2. Los gradientes de potencial en un campo eléctrico polarizan las gotas de agua alineando sus moléculas en dirección del campo como se muestra en la **Figura 4-11** y reorientan las partículas móviles que estas contienen al inducirseles carga,

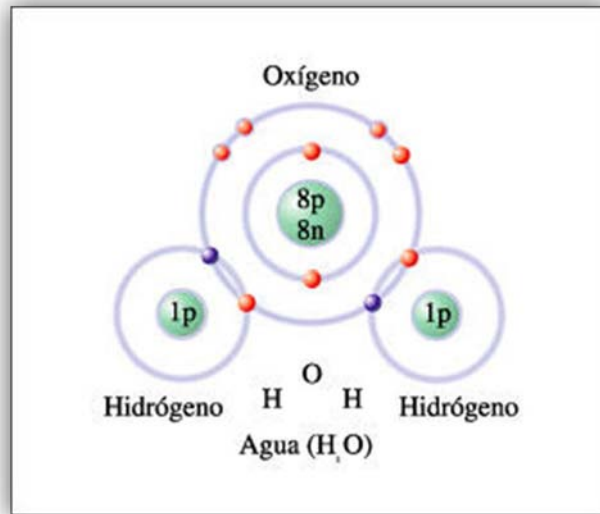


Figura 4-10. Polaridad de la molécula de agua.

Para explicar lo que ocurre cuando un campo electrostático se aplica al agua emulsificada en el crudo, se describe a continuación el comportamiento de las gotas de agua dispersas en una fase aislante de petróleo como medio conductor. Cuando una gota de agua aislada entra en contacto directo con un electrodo cargado adquiere la siguiente carga (Cho, 1964):

$$Q = 1.65(4\pi r^2)\epsilon_{oil}\epsilon_0 E \quad (4-1)$$

Esta gota de agua cargada experimenta una fuerza electrostática dada por:

$$F_e = Q \times E = 6.6\pi r^2 \epsilon_{oil} \epsilon_0 E^2 \quad (4-2)$$

Donde: Q= carga en la gota, coulomb (C)

F_e = fuerza electrostática en la gota, newtons (N).

r= radio de la gota, metros (m)

ϵ_{oil} = constante dieléctrica relativa de crudo, sin unidades

ϵ_0 = constante dieléctrica al vacío= 8.85×10^{-12} , faradios/metro (F/m)

E= campo eléctrico entre los electrodos, volt/metro (V/m)

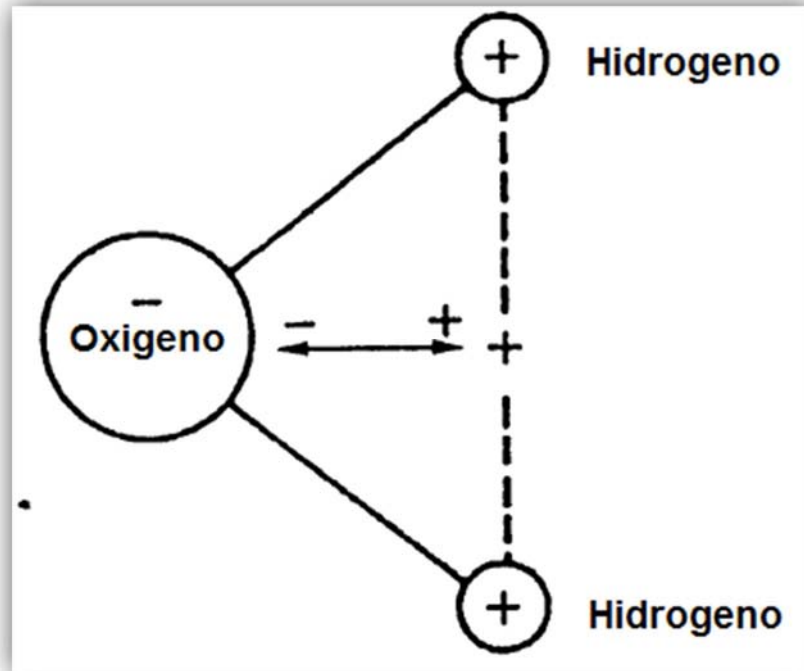


Figura 4-11. Efectos del campo electrostático en gotas de agua (NATCO, 1991).

Si la gota es pequeña, la fuerza de arrastre puede ser descrita utilizando la Ley de Stokes (ver **ecuación 1-5** y establecer $CD = 24/Re$)

$$F_a = \frac{6\pi\mu V_d r}{g_c} \quad (4-3)$$

Igualando F_e (**ecuación 4-2**) y F_a (**ecuación 4-3**) para obtener:

$$V_d = \frac{1.1\eta\epsilon_{oil}\epsilon_0 r E^2}{\mu g_c} \quad (4-4)$$

Dónde: V_d = velocidad de la gota, m/s

μ = viscosidad del crudo, Pa·s (1 mPa·s = 1 cP)

g_c = 1 kgm/s², N (factor de conversión)

r = radio de la gota, metros (m)

ϵ_{oil} = constante dieléctrica relativa de crudo, sin unidades

ϵ_0 = constante dieléctrica al vacío = 8.85×10^{-12} , faradios/metro (F/m)

E = campo eléctrico entre los electrodos, volt/metro (V/m)

η = fracción de saturación de carga restante en la gota

De lo anterior se derivan las siguientes conclusiones:

1. La velocidad de la gota es directamente proporcional al tamaño de la gota y al campo eléctrico (**ecuación 4-4**).
2. La fuerza electrostática y la fuerza de arrastre son directamente proporcional al tamaño de la gota.
3. Estas dos fuerzas limitan el tamaño de gotas que pueden existir en el campo.
4. El tamaño máximo admisible de gota disminuye a medida que la intensidad de campo eléctrico se incrementa.

La superficie de la gota de agua aislada puede tolerar un campo eléctrico crítico antes de que las fuerzas de repulsión eléctrica la rompan. El criterio de estabilidad para una gota de agua en petróleo es (Doyle y colaboradores, 1964):

$$E_c < (4\sigma_{o/w}/\epsilon_{oil}\epsilon_0 r)^{0.5} \quad (4-5)$$

Dónde: E_c = campo eléctrico crítico, V/m

$\sigma_{o/w}$ = tensión interfacial entre el agua y el aceite

r = radio de la gota, metros (m)

ϵ_{oil} = constante dieléctrica relativa de crudo, sin unidades

ϵ_0 = constante dieléctrica al vacío = 8.85×10^{-12} , faradios/metro (F/m)

La **ecuación 4-5** representa la inestabilidad de las gotas de agua en campos eléctricos de alto voltaje, es decir, el radio de la gota y voltaje ésta que soporta determinan la magnitud del campo eléctrico aplicado.

La magnitud del dipolo inducido en una gota de agua polarizada es (Hendricks, 1973):

$$M = Er^3\epsilon_0(\epsilon_w - 1)/(\epsilon_w - 2) \quad (4-6)$$

Dónde: M = magnitud del dipolo, coulomb·metro (C·m)

ϵ_w = constante dieléctrica relativa del agua, sin unidades

ϵ_0 = constante dieléctrica al vacío = 8.85×10^{-12} , faradios/metro (F/m)

E = campo eléctrico entre los electrodos, volt/metro (V/m)

r = radio de la gota, metros (m)

La **ecuación 4-6** presenta cómo la magnitud del dipolo es directamente con el cubo del radio de la gota y al con el campo eléctrico.

La fuerza electrostática entre las gotas de agua cargadas y polarizadas se expresa mediante las siguientes dos ecuaciones propuestas por Manning (1995). La fuerza de atracción entre dos gotas con cargas opuestas está dada por la Ley de Coulomb:

$$F_e = Q_1 Q_2 / 4\pi\epsilon_{oil}\epsilon_0 x^2 \quad (4-7).$$

La fuerza de atracción entre dos gotas del mismo tamaño polarizadas y alineadas a lo largo de la dirección del campo, es (Moran, 1983):

$$F_e = 3\pi\epsilon_{oil}\epsilon_0 E^2 d^6 / x^4 \quad (4-8)$$

Dónde: Q_1 = carga de la primera gota, C.

Q_2 = carga de la segunda gota, C.

x = distancia entre los centros de las gotas, m

d = diámetro de la gota, m.

ϵ_{oil} = constante dieléctrica relativa de crudo, sin unidades

ϵ_0 = constante dieléctrica al vacío = 8.85×10^{-12} , faradios/metro (F/m)

E = campo eléctrico entre los electrodos, volt/metro (V/m)

Estas fuerzas electrostáticas atractivas pueden ser mucho mayores que la fuerza de gravedad. La fuerza electrostática puede ser 1,000 veces mayor que la fuerza de gravedad en gotas de agua de 4 micras de diámetro en un crudo de 20 °API expuesto a campo eléctrico de 5 kV/pg. (Lucas, 1976).

Arnold emplea la siguiente expresión para determinar la atracción entre las gotas de agua en un campo eléctrico:

$$F_e = \frac{\epsilon_s V^2 (d)^6}{x^4} \quad (S \geq d) \quad (4-10)$$

Donde: F = fuerza de atracción entre las gotas, N

ϵ_s = permitividad del sistema, F/m

V = gradiente de potencial, V/m

d = diámetro de la gota, m

S = distancia entre los centros de las gotas, m

Esta ecuación indica que cuanto mayor es el gradiente eléctrico, mayores son las fuerzas que causan la coalescencia, sin embargo los datos experimentales muestran que un valor demasiado elevado de este gradiente puede deformar la gota hasta romperla y así desarrollarse una emulsión más fuerte. Por esta razón los tratadores electrostáticos normalmente son equipados con un mecanismo para ajustar el gradiente en el campo eléctrico.

Actualmente, existen al menos cuatro principales campos eléctricos disponibles: Corriente Alterna (AC), Corriente Directa (DC), Corriente DC pulsante y AC/DC combinadas. Una característica a considerar en la elección del tipo de campo eléctrico adecuado es el contenido de la fase acuosa dispersa, la cual puede generar cortocircuitos en el sistema.

Corriente alterna. Se denomina corriente alterna (AC,) por sus siglas en inglés alternate current) a la corriente eléctrica donde los electrones en el circuito se mueven primero en una dirección y después en dirección contraria, alternando de un lado a otro con respecto a posiciones fijas. Esto se hace alternando la polaridad del voltaje en el generador o en la fuente de poder (Hewitt, 2004), las polaridades se invierten tantas veces como ciclos por segundo o hertz posea esa corriente. No obstante, aunque se produzca un constante cambio de polaridad, la corriente siempre fluirá del polo negativo al positivo. La razón del amplio uso de la corriente alterna (AC) viene determinada por su facilidad de transformación.

Corriente directa. La corriente directa o corriente continua (DC, por sus siglas en inglés direct current), es el flujo de cargas en una misma dirección. Un acumulador produce corriente directa en un circuito, porque las terminales tienen siempre el mismo signo. Los electrones fluyen de la terminal negativa, que los repele, hacia la terminal positiva, que los atrae, y siempre se mueven por el circuito en la misma dirección (Hewitt, 2004).

Por otra parte, en un campo de DC, las gotas migrarán en un patrón continuo con una velocidad determinada por la viscosidad de la fase continua. Las gotas gradualmente perderán su carga, dependiendo del tiempo de relajación de la fase continua. El tiempo de relajación es el tiempo que le toma a la partícula tener una magnitud de velocidad igual a cero (Marfisi y Salager, 2004).

A medida que la gota entra en el alto gradiente de DC entre los electrodos, éste le induce una carga a la superficie de la gota, que es igual a la del electrodo más cercano, por lo que inmediatamente ambos se repelen y la gota es atraída hacia el electrodo de carga contraria.

Cuando la gota se acerca al electrodo de carga contraria, la carga superficial de la gota se altera por el gran potencial del ahora electrodo más cercano, lo que hace que sea repelida de nuevo y atraída por el electrodo de carga contraria. Este movimiento de la gota es una migración ordenada entre los electrodos. Los altos potenciales de DC retienen a las gotas de agua hasta que sean suficientemente grandes como para sedimentar.

Considerando lo anteriormente expuesto para un sistema de una emulsión w/o con miles de gotas de agua. Las gotas polarizadas (cargadas mitad positivamente y mitad negativamente) tenderán a colisionar entre sí, por lo cual la coalescencia ocurrirá más rápido. Este fenómeno también hace que gotas en medios más viscosos colisionen, siempre y cuando se incremente la temperatura a fin de disminuir la viscosidad.

Corriente directa pulsante (DC Pulsante). Bailes y Larkai (1984) usaron en su trabajo campo eléctrico con de DC pulsante y concluyeron que se puede obtener una mejor eficiencia con este tipo de corriente que con las corrientes continua y alterna, proponiendo la existencia de una frecuencia óptima. El grado de separación electrostática no solo es una función de la amplitud del pulso sino que también depende de la forma y la frecuencia.

Corriente directa y alterna combinada. Se usa con el fin de combinar la resistencia a los cortocircuitos del campo de AC con la alta eficiencia del campo de DC.

En un deshidratador térmico electrostático, la coalescencia de las pequeñas gotas de agua dispersas en el crudo puede ser lograda sometiendo la emulsión agua en aceite a un campo eléctrico de alto voltaje. Cuando un líquido no conductivo (aceite) contiene un líquido conductivo disperso (agua) es sometido a un campo electrostático y las gotas o partículas conductivas se combinan a causa de uno de estos tres fenómenos físicos:

1. Las gotas se polarizan y tienden a alinearse con las líneas de fuerza eléctrica, al hacerlo los polos positivos y negativos de las gotas son atraídos uno junto a otro; esta atracción eléctrica junta las gotas y las hace coalescer.
2. Las gotas son atraídas a un electrodo debido a una carga inducida. En un campo de corriente alterna, debido a la inercia, las gotas pequeñas vibran a lo largo de la superficie de gotas más grandes provocando la coalescencia. En un campo de corriente directa las gotas tienden a reunirse en los electrodos formando gotas más grandes hasta que finalmente caen por gravedad.
3. El campo eléctrico tiende a distorsionar y así debilitar la película de emulsionante que rodea a las gotas de agua. Las gotas de agua dispersas en el aceite que se someten a un campo de corriente alterna sinusoidal se entongan a lo largo de las líneas de fuerza eléctrica durante la primera etapa de alto voltaje del ciclo. A medida que la elongación de las gotas disminuye en la etapa de bajo voltaje, la tensión superficial devolverá la

forma esférica a las gotas. En la segunda etapa del ciclo de corriente alterna las gotas vuelven a sufrir elongación, debilitando nuevamente la película de emulsionante haciéndola más fácil de romper cuando las gotas chocan favoreciendo la coalescencia.

Sin importar cuál sea el mecanismo, el campo eléctrico causa que las gotas se muevan rápidamente en direcciones aleatorias, esto incrementa en gran medida las posibilidades de chocar con otras gotas, cuando las gotas chocan con una velocidad adecuada se produce la coalescencia.

En la **Figura 4-12** se muestra un deshidratador térmico electrostático horizontal. La sección de calefacción es idéntica a la típica del deshidratador térmico horizontal que se muestra en la **Figura 4-6**, la diferencia entre los dos son los electrodos el alto voltaje localizados por encima de la interfase de agua y aceite en la sección coalescencia y asentamiento. Se debe tener un cuidado especial en el nivel del agua, ya que si ésta sube hasta los electrodos podría ocasionar un cortocircuito muy peligroso.

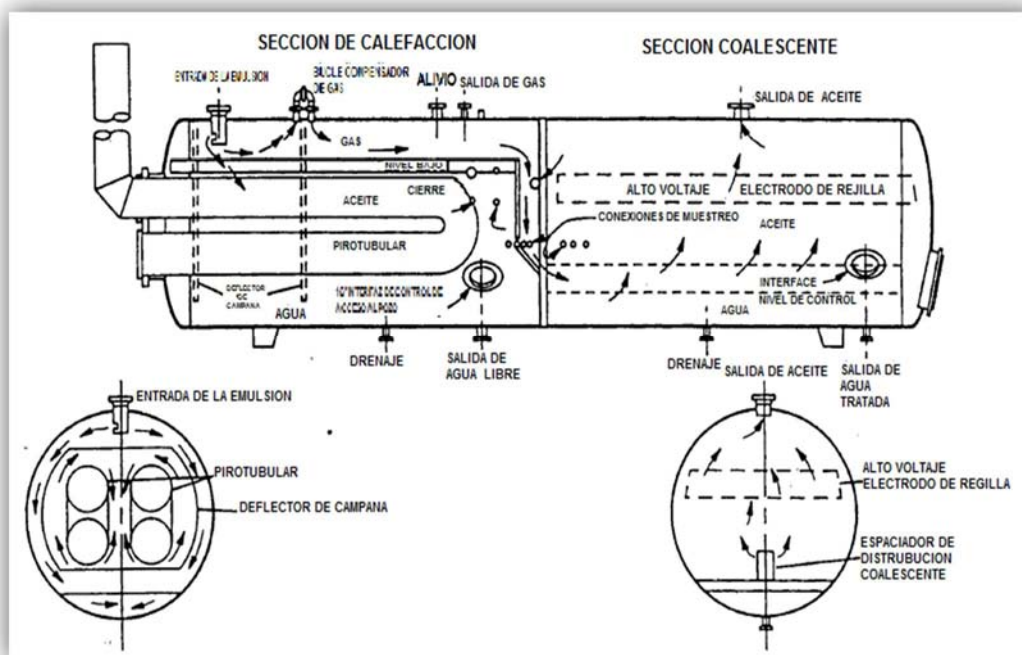


Figura 4-12. Deshidratador térmico electrostático (NATCO, 1991)

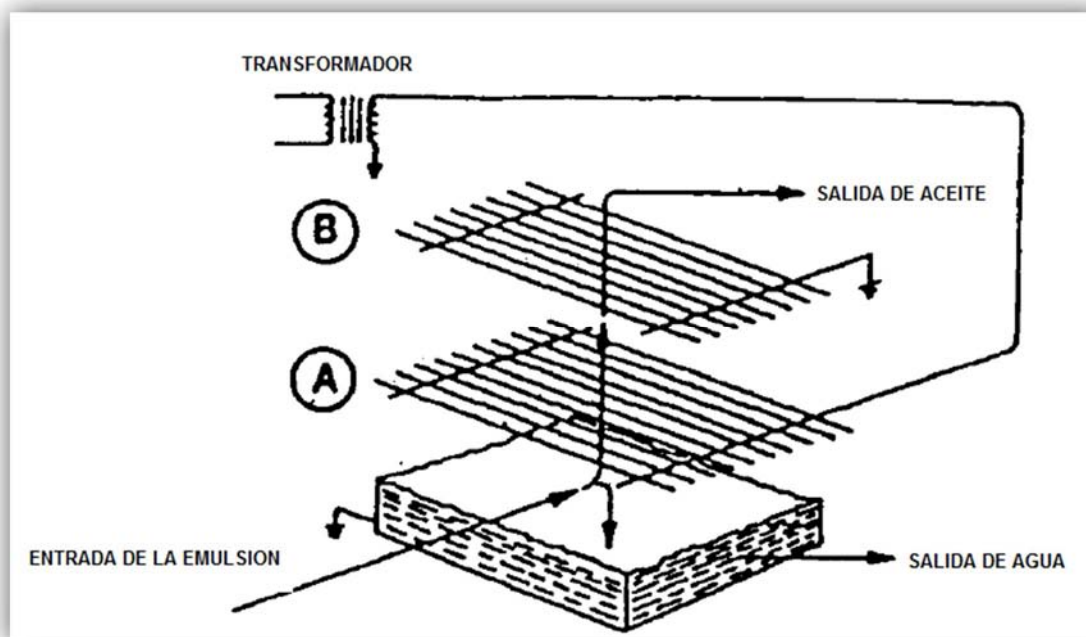


Figura 4-13. Electrodo de AC.

En la **Figura 4-13** se muestra a detalle principales componentes eléctricos en un deshidratador electrostático de AC. La fuente de energía o transformador convierte la electricidad de una tensión de entrada a otra tensión de salida mayor (AC monofásica de 50 ó 60 Hz de 220 a 440 voltios y). Esta alta tensión ingresa al deshidratador a través de un buje aislante cerrado a presión dispuesto en la carcasa del recipiente, hasta el electrodo inferior, también llamado el electrodo cargado. El electrodo a tierra se coloca de manera paralela por encima del electrodo cargado con 4 o 6 pulgadas de separación.

La **Figura 4-14** muestra la onda sinodal característica de la AC empleada en los deshidratadores de coalescencia electrostática y la **Figura 4-15** representa esquemáticamente la caída de las gotas agua y distribución de la carga en ellas respecto al tiempo. Un deshidratador de AC no puede proporcionar un campo eléctrico de alta tensión a una frecuencia menor de 60 Hz ya que su valor sería igual a cero cada 0.008 segundos. La fuerza atractiva varía con el tiempo y, de acuerdo con la ecuación de Coulomb (**ecuación 4-7**), ésta es bastante débil en las últimas etapas de deshidratación, cuando solo ya queda dispersa una pequeña cantidad de gotas de agua de 5 micras de diámetro, se requiere mantener un campo eléctrico de alta tensión para inducir velocidades de migración aceptables (**ecuación 4-4**).

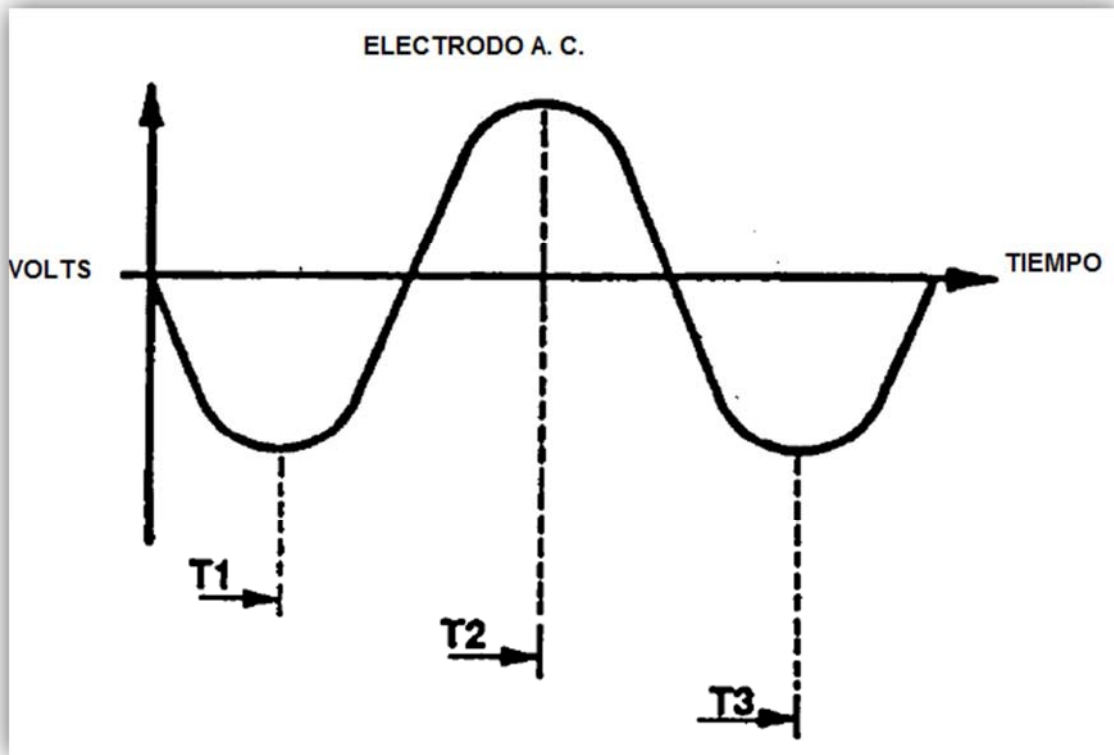


Figura 4-14. Señal senoidal de AC.

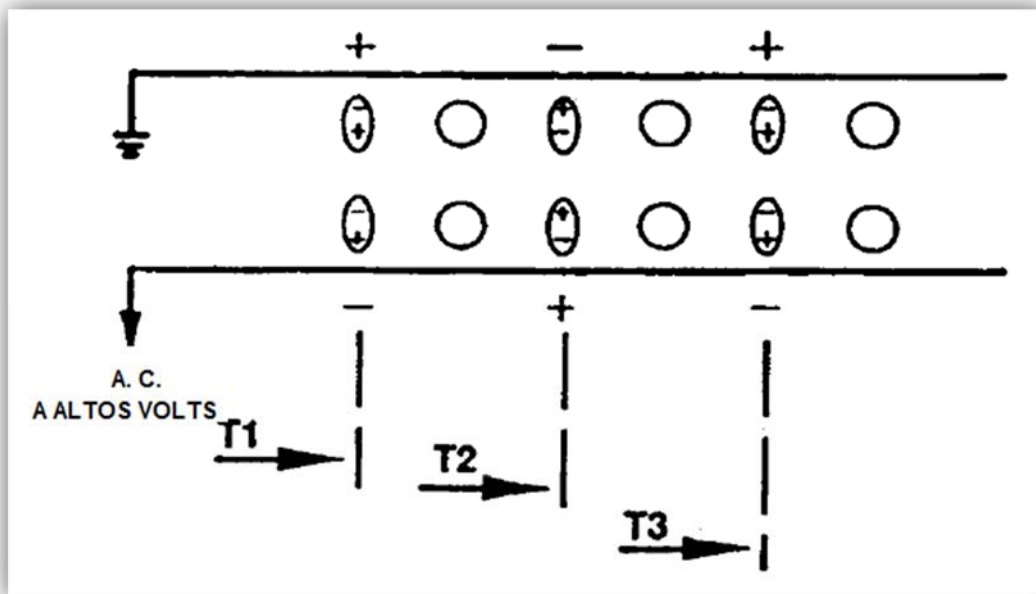


Figura 4-15. Acción del voltaje de AC en las gotas de agua respecto al tiempo.

Los deshidratadores electrostáticos de corriente directa (DC) proporcionan alta tensión requerida en los equipos de campo. En la **Figura 4-16** se muestra un arreglo de electrodos para un deshidratador de doble polaridad (DPT, Dual Polarity Treater), que consta de electrodos positivos y negativos alternados que reciben pulsos de DC con polaridad opuesta. Un electrodo adquiere la carga positiva de la AC y el siguiente electrodo adquiere la carga negativa. La **Figura 4-18** muestra como dos diodos de alta tensión o rectificadores también se utilizan para convertir la AC a DC, si el aceite fuese un perfecto aislante, los electrodos seguirían cargados al máximo voltaje (línea discontinua, la **Figura 4-17**), pero debido a que algunas gotas de agua en el crudo están en contacto con los electrodos adquieren carga (**ecuación 4-1**), por consiguiente, existen perdidas de voltaje y carga en los electrodos (línea discontinua, la **Figura 4-17**, abajo) y cuanto más alto sea el contenido de agua en la emulsión, habrán más perdidas de carga y voltaje. Los electrodos también producen pequeño campo eléctrico de AC entre ellos y la fase de agua, este campo eléctrico “trabaja” en cualquier emulsión situada en la interface de aceite y agua.

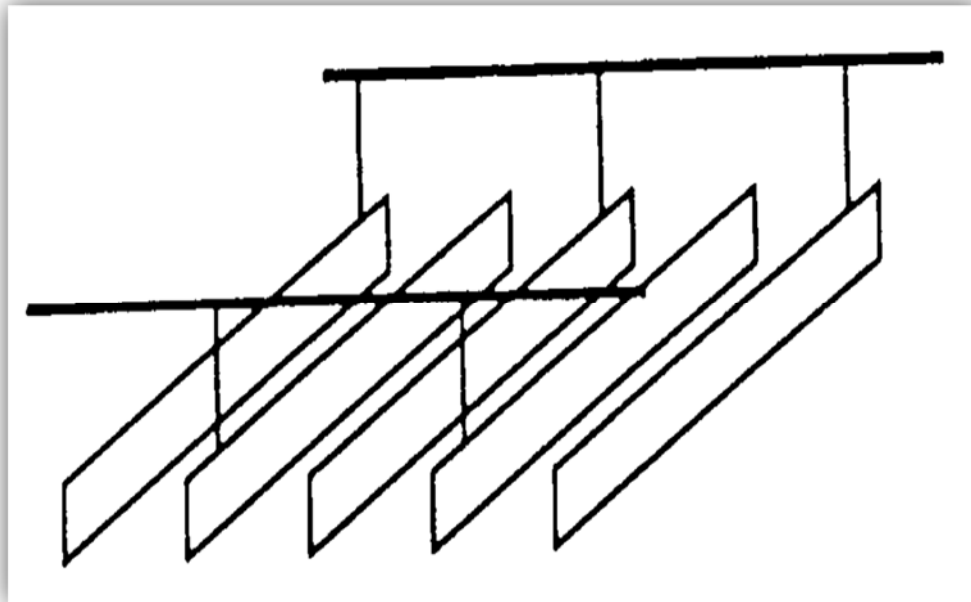


Figura 4-16. Electrodo con doble polaridad.

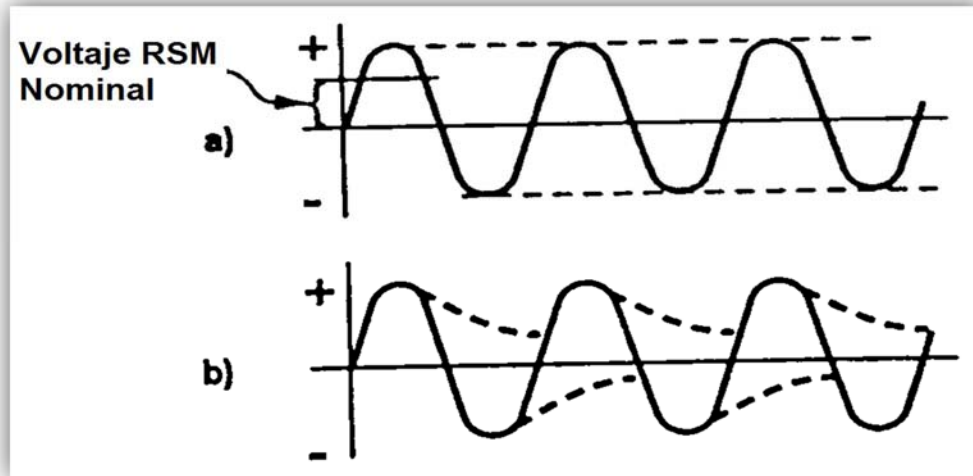


Figura 4-17. Picos de voltaje.

Después de ser lavada, la corrientes de la emulsión fluyen hacia arriba a través del campo del campo eléctrico de AC (**Figura 4-18**), este campo de baja tensión no cizalla la grandes gotas de agua, por lo que promueve su coalescencia para formar gotas aún más grandes, estas gotas caen rápidamente a la interfase de aceite y agua. El resto de emulsión con menos de 2 o 3% de S&W fluye entre los electrodos de DC, que generalmente tienen entre 6 y 8 pulgadas de separación, en estos electrodos alternados positivos y negativos producen gotas con estas cargas respectivamente por contacto directo (**ecuación 4-1**) y a su vez, éstas gotas de agua con carga opuesta emigran a velocidades horizontales opuestas (**ecuación 4-4** y la **Figura 4-19**).

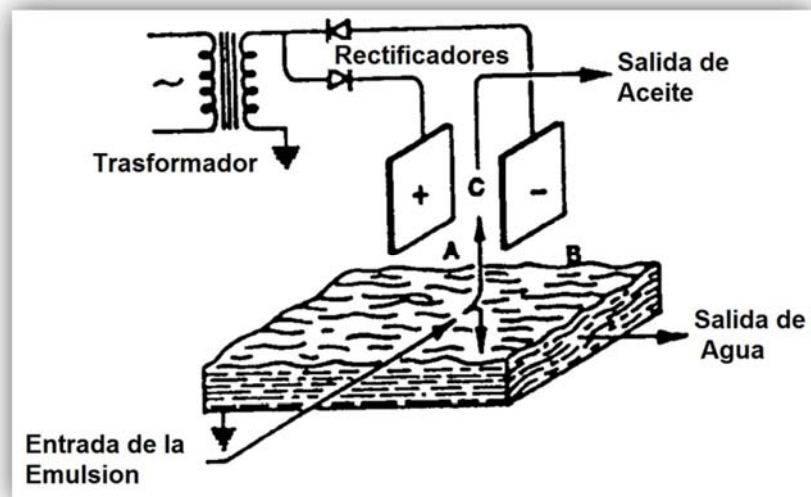


Figura 4-18. Emulsión bajo el efecto de un campo eléctrico de AC.

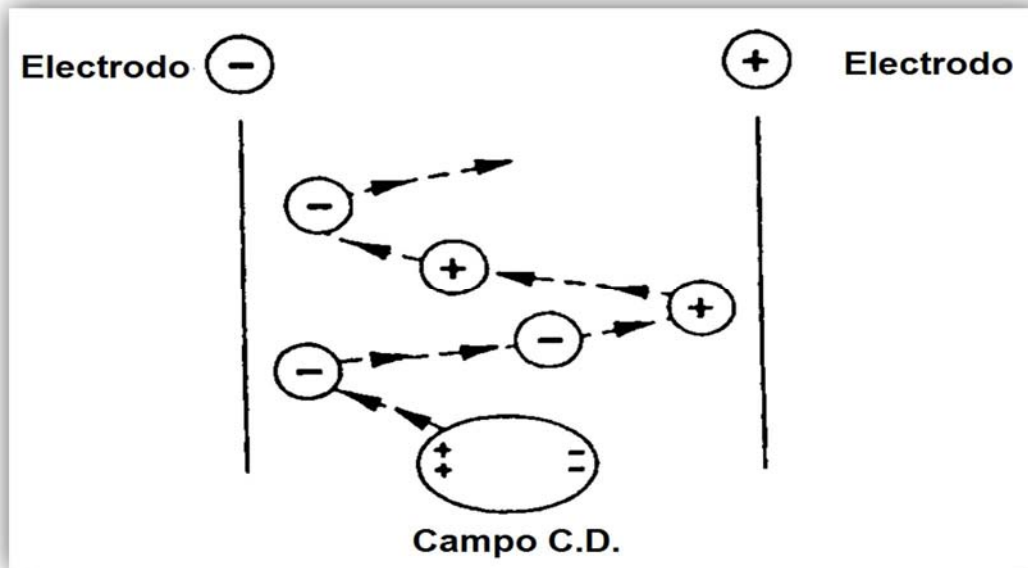


Figura 4-19. Efecto de la doble polaridad en las gotas de agua (NATCO, 1991).

En la **Figura 4-19** se muestra aceite fluyendo verticalmente transportando una gota de agua, a medida que la gota entra en el campo eléctrico de DC entre los electrodos, éste le induce una carga a la superficie de la gota, que es igual a la del electrodo más cercano, por lo que inmediatamente ambos se repelen y la gota es atraída hacia el electrodo de carga contraria.

Las gotas entre los electrodos se polarizan, como lo expresa mediante la **ecuación 4-6**, estas gotas cargadas y polarizadas experimentan las fuerzas de atracción electrostática descritas por **ecuaciones 4-7** y **4-8**. Las rápidas traslaciones de polo a polo, junto con las fuerzas electrostáticas dan lugar a frecuentes y violentos choques que favorecen la coalescencia (**Figura 4-19**).

Los deshidratadores de coalescencia electrostática de alta tensión tienen las siguientes limitaciones:

- a) Un campo eléctrico elevado limita el máximo tamaño de gota debido a los esfuerzos hidrodinámico y eléctrico (**ecuaciones 4-3** y **4-5**).
- b) Las gotas de aguas más requieren mucho más tiempo para coalescer (véase la ley de Stokes, **ecuación 4-1**). Sin embargo,
- c) Se requiere un campo eléctrico elevado para dar una buena velocidad a las gotas para promover la coalescencia (**ecuación 4-4**).

Los electrodos compuestos son una reciente y prometedora innovación, en esta modalidad que se muestra en la **Figura 4-20** cada electrodo se compone de tres partes: primero una sección no conductiva de fibra de vidrio (1 y 1a) , después una sección conductora de grafito (2 y 2a) y en tercer lugar una segunda sección no conductiva (3 y 3a). La DC de alta tensión es suministrada a través de las superficiales conductoras generando a su vez un campo eléctrico elevado en estas secciones entre ambos electrodos y después a densidad de carga se degrada a pasar a lo largo en las superficies no conductoras. Las características de las cargas en las superficies no conductoras depende de:

1. El tiempo de relajación de la carga constante en la sección no conductiva, un tiempo de relajación elevado alentar transferencia de carga a lo largo de ésta la superficie.
2. La conductividad de la fase continua.
3. Los valores nulos para las conexiones a tierra en el borde superior de la superficie conductiva.

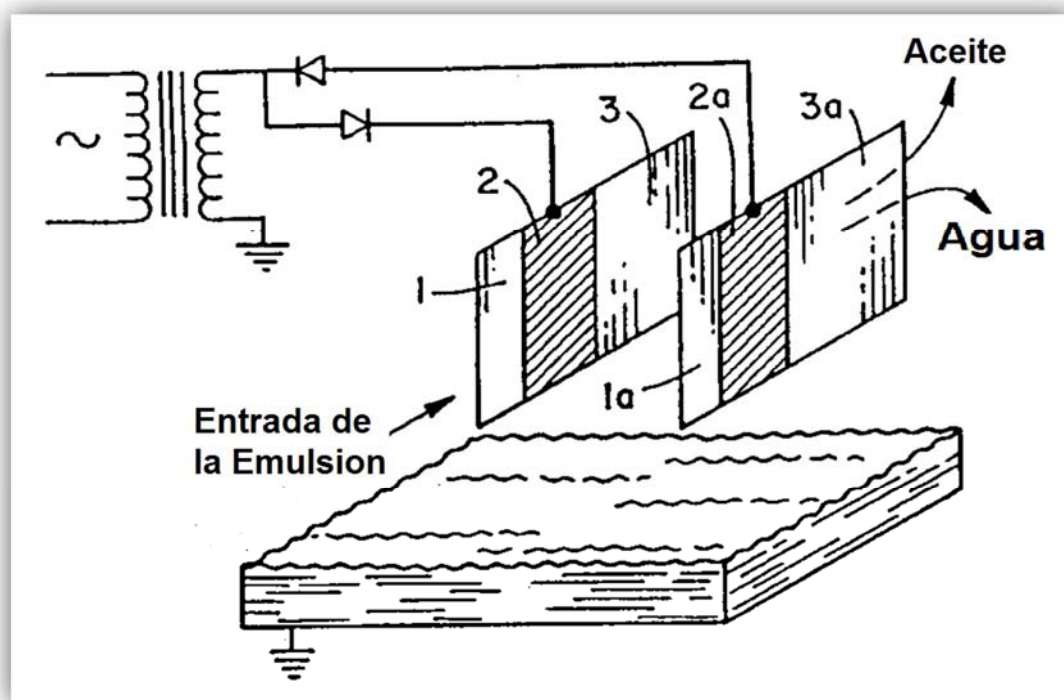


Figura 4-20. Arreglo de electrodos compuestos (Sublette y Prestridge, 1988)

Conforme la emulsión fluye entre los electrodos compuestos, primeramente ésta sometida a un campo eléctrico de DC cada vez más intenso, éste pretratamiento fusiona y remueve las grandes gotas de agua evitando de este modo su rompimiento en la siguiente sección de alta tensión. En la segunda etapa la emulsión se somete el elevado campo eléctrico homogéneo suficiente para

provocar la coalescencia de las gotas pequeñas. Finalmente, la tercera sección suministra un campo que decae progresivamente para promover aún más la coalescencia de la gota dejadas de la segunda zona y cuando las gotas son lo suficientemente grandes caen de la fase de petróleo crudo. La sección inicial del electrodo no conductiva puede manejar emulsiones que contiene hasta 25% de agua y estos electrodos de fibra de vidrio y grafito pueden ser usados en temperaturas por encima de los 290 °F.

Otro desarrollo reciente es el control sensible a carga (LRC siglas en inglés), éste control automático de voltaje provee el máximo poder para los electrodos y cuando detecta arqueos entre los electrodos (ya sea por bajo voltaje o excesiva corriente) corta la energía del transformador. Después de que las celdas conductivas han disipado el exceso de corriente en fracción a la segunda, el poder es reestablecido pero entre 1 y 10% de bajo de nivel normal, si el arqueado continua, el proceso se repite hasta que éste pare, cuando se detiene el poder es gradualmente aumentado hasta que el límite de corriente o máximo poder es alcanzado, de esta manera el Lrc maximiza el campo eléctrico aplicado.

Las partículas sólidas no favorecen la coalescencia para el crecimiento de las gotas agua en un campo eléctrico, sin embargo las experiencias en la práctica, muestran que estos sólidos son eliminados también durante la deshidratación electrostática mediante los siguientes mecanismos:

1. La atracción de partículas sólidas hacia la superficie de las gotas de agua.
2. Removimiento de la fase de agua arrastrando las partículas sólidas que son preferentemente mojadas por ésta.

Por el general dos tipos de deshidratadores electrostáticos están disponibles comercialmente:

1. De baja capacidad, utilizados para aceites de bajas densidades o emulsiones estables.
2. De alta capacidad, es usado para aceites de alta densidad y emulsiones débiles.

Un deshidratador eléctrico puede ser usado preferentemente de los tratamientos térmico y gravitacional, donde existen una o más de las situaciones:

1. Cuando no hay disponibilidad de gas combustible para calentar la emulsión o es muy caro.
2. Cuando las pérdidas de densidad son económicamente importantes.

3. Cuando grandes volúmenes de aceite deben de ser deshidratados en una central y se cuenta con un número reducido de equipos.

La coalescencia electrostática provee una eficiente y económica remoción del agua y sal del petróleo crudo, ya que resulta muy efectiva para la remoción de pequeñas gotas de agua.

4.2.4.1 Diseño eléctrico del equipo

A continuación se presenta el procedimiento que propone Figueroa (2009) para obtener los parámetros que determinan el diseño eléctrico de los equipos de deshidratación y desalado, donde se obtiene el campo eléctrico que se debe aplicar, así como también el valor máximo del mismo y el voltaje correspondiente.

- ✓ Constante dieléctrica relativa del crudo y del agua

La constante dieléctrica relativa (también llamada permitividad relativa en algunos casos) del crudo y el agua son parámetros necesarios para posteriormente obtener el campo eléctrico que se debe aplicar en el proceso.

Constante dieléctrica relativa del aceite. Su valor oscila en un rango de entre 2 y 2.5 (Pérez y Garfias, 2002); y se supone que dicho valor no varía con la temperatura, o con ninguna otra variable de proceso.

Constante dieléctrica relativa del agua. En este caso, la constante dieléctrica relativa (ϵ_w), es directamente proporcional a la temperatura, por lo que para su obtención es necesario realizar un análisis de los datos de variación de la constante dieléctrica del agua en función de ésta y así obtener una relación para estimar este parámetro teniendo como dato la temperatura de operación, la cual se presenta en la **ecuación 4-11** (Masliyah y Bhattacharjee, 2006).

$$\epsilon_w = 7.26 \times 10^{-4} \times T^2 - 3.96 \times 10^{-1} \times T + 87.9 \quad (4-11)$$

Donde: ϵ_w = Constante dieléctrica relativa del agua
 T = temperatura, °C

- ✓ Tensión superficial del sistema agua-aceite

La tensión interfacial es uno de los factores que influyen en la coalescencia de las gotas, ya que este valor establece el voltaje máximo que puede ser aplicado antes de que las fuerzas electrostáticas superen las fuerzas interfaciales y se produzca la ruptura de las gotas, fenómeno que desfavorece la coalescencia de las mismas.

Para el cálculo de esta propiedad es necesario conocer la tensión superficial de ambos líquidos (agua y crudo) (σ_w , σ_o), debido a que la tensión interfacial entre ellos (σ_{w-o}) viene dada por la **ecuación 4-12** (Eow y Ghadiri, 2003).

$$\sigma_{o/w} = \sigma_w - \sigma_o \quad (4-12)$$

Donde: $\sigma_{o/w}$ = Tensión superficial del sistema agua-aceite, mN/m

σ_w = Tensión superficial del agua, mN/m

σ_o = Tensión superficial del aceite, mN/m

Nota: mN se refiera a milinewton

✓ Tensión superficial del agua

Para obtener la tensión superficial del agua se puede recurrir a los datos reportados en la literatura, donde se presenta la variación de la tensión en función de la temperatura. A partir de esta funcionalidad, la **ecuación 4- 13** se utiliza para estimar la tensión superficial del agua en función de la temperatura para un caso específico.

$$\sigma_w = -3.07 \times 10^{-4} \times T^2 - 1.36 \times 10^{-1} \times T + 75.6 \quad (4-13)$$

Donde: σ_w = Tensión superficial del agua, mN/m

T = temperatura, °C

✓ Tensión superficial del aceite

Para calcular la tensión del aceite es posible utilizar la correlación del método de los estados correspondientes desarrollada por Brock y Bird para líquidos no polares. Dicha propiedad viene dada por las **ecuaciones 4-14 y 4-15** (Darwish et. al., 1995).

$$\sigma_o = 1.682 \times 10^{-1} \times P_{cr}^{2/3} \times T_{cr}^{1/3} \times BB(1 - T_r)^{11/9} \quad (4-14)$$

$$BB = 0.1196 \left[1 + \frac{(T_b)_r \times \ln\left(\frac{P_{cr}}{14.696}\right)}{1 - (T_b)_r} \right] - 0.279 \quad (4-15)$$

Donde: σ_o = Tensión superficial del aceite, mN/m

P_{cr} = Presión crítica del aceite, psi

T_{cr} = Temperatura crítica del aceite, °K

T_r = Temperatura reducida

$(T_b)_r$ = Temperatura ebullición reducida

✓ Presión y temperatura crítica del crudo

Para el cálculo de estas propiedades físicas se deben utilizar una serie de correlaciones propuestas por Riazi y Daubert, 1980, en donde se obtienen dichas propiedades conociendo la temperatura de ebullición (T_b) y la densidad relativa del hidrocarburo (γ), como se muestra en las **ecuaciones 4-16 y 4-17**

$$P_{cr} = 8.0210 \times 10^8 \times T_b^{-2.3125} \times \gamma^{2.3201} \quad (4-16)$$

$$T_{cr} = 19.0623 \times T_b^{0.58848} \times \gamma^{0.3596} \quad (4-17)$$

Entonces, para obtener el valor de la presión (psi) y la temperatura crítica ($^{\circ}$ K), es necesario conocer la temperatura de ebullición en $^{\circ}$ K, la cual se debe calcular utilizando una correlación en función del factor de caracterización de Watson (UOP K), como en la **ecuación 4-18** (Darwish et. al., 1995).

$$T_b = \frac{(\gamma \times \text{UOP K})^3}{1.8} \quad (4-18)$$

Si el valor del factor de correlación UOP K no es conocido la **ecuación 4-19** representa una relación entre el peso molecular y la densidad relativa para poder calcularlo (Watson, 1935).

$$\text{UOP K} = 4.5579 \times M^{0.15178} \times \gamma^{-0.84573} \quad (4-19)$$

El crudo se puede clasificar según lo señalado anteriormente tal como se muestra en la **Tabla 4-3**.

Tabla 4-3. Valores de UOP K para la clasificación de aceites según el químico preponderante

Químico preponderante	UPO K
A. Parafínicos normales e iso	13
B. Mixtos puros o aromáticos ligeramente sustituidos	12
C. Naftnicos puros o aromáticos ligeramente sustituidos	11
D. Aromáticos puros	10

Fuente: Watson, 1935

✓ Campo eléctrico crítico o máximo

Como ya se dijo anteriormente, si el campo eléctrico aplicado es muy alto, la gota se deformará de tal manera que se asemejará a un delgado hilo que eventualmente se romperá y evitará la coalescencia con las demás gotas. Es por ello que en el diseño del equipo se debe reportar este valor, el cual establece el voltaje máximo que puede soportar el equipo para mantener la eficiencia del proceso. Para su cálculo existen una variedad de expresiones similares reportadas por la literatura, estas en general difieren solo en un parámetro experimental, que dependiendo del método utilizado para obtenerlo, varía de una literatura a otra. Para la obtención y validación del campo eléctrico crítico (E_c), lo que se realiza es una comparación de algunas de las relaciones encontradas para verificar la confiabilidad del resultado. Todas las expresiones para la obtención del campo eléctrico crítico mantienen la misma relación directa con la tensión interfacial entre el sistema agua-crudo y una dependencia inversa con el diámetro de la gota que se requiere para separar la emulsión.

La primera relación está establecida como una condición de inestabilidad para la fase dispersa; por encima del valor de campo eléctrico determinado por la **ecuación 4-20**, la interfase se hace inestable, por lo que ocurre la ruptura, produciéndose gotas más finas (Eow et. al., 2001). Esta ecuación depende de una constante de proporcionalidad (K_p) que está en función de las propiedades eléctricas de los fluidos.

$$E_c \leq K_p \times \sqrt{\frac{\sigma_{o/w}}{d_m}} \quad (4-20)$$

La segunda expresión está definida a partir del número de Weber (We_{cr}), el cual indica el significado del esfuerzo electrostático con respecto a la tensión interfacial, como se muestra en la **ecuación 4-21**.

$$We_{cr} = \frac{\epsilon_{oil}\epsilon_0 E_c^2 d}{\sigma_{o/w}} \quad (4-21)$$

En este caso, se presenta un número de Weber crítico obtenido experimentalmente, de lo que resulta la **ecuación 4-22**. (Eow y Ghadiri, 2003).

$$E_c = 0.67 \sqrt{\frac{\sigma_{o/w}}{\epsilon_{oil}\epsilon_0 d}} \quad (4-22)$$

Finalmente para la última expresión, como en los casos anteriores, se supone que al aplicar un campo eléctrico uniforme a una gota de agua ésta se

alarga en la dirección del campo eléctrico, cambiando su forma esférica a la de un esferoide alargado. Balanceando los efectos de la tensión interfacial y la presión electrostática, y tomando en cuenta la excentricidad (e_x) de la nueva forma adoptada por la gota en función de la relación entre radios de la gota deformada $\left(\frac{b}{a}\right)$, se consigue la expresión de la estabilidad de la misma, obteniéndose las **ecuaciones 4-23 a 4-25** (Sjöblom, 2006):

$$E_c = 2 \left(\frac{b}{a}\right)^{\frac{4}{3}} \times \left(2 - \frac{b}{a} - \left(\frac{b}{a}\right)^3\right)^{\frac{1}{2}} \times I_2 \times \sqrt{\frac{\sigma_o/w}{\epsilon_{oil}\epsilon_0 d}} \quad (4-23)$$

$$I_2 = \frac{1}{2} e_x^{-3} \times \ln\left(\frac{1+e_x}{1-e_x}\right) - e_x^{-2} \quad (4-24)$$

$$e_x = \sqrt{1 - \left(\frac{b}{a}\right)^2} \quad (4-25)$$

En donde e_x corresponde a la excentricidad del esferoide, y, a y b , corresponden a los radios del mismo, los cuales se muestra gráficamente en la **Figura 4-21**. La manera de encontrar el máximo entre ambas distancias teóricamente según la literatura, consistió en evaluar para distintos valores del cociente entre a y b , el campo eléctrico que se obtiene, resultando de esta evaluación la curva que se representa en la **Figura 4-22** (Sjöblom, 2006):

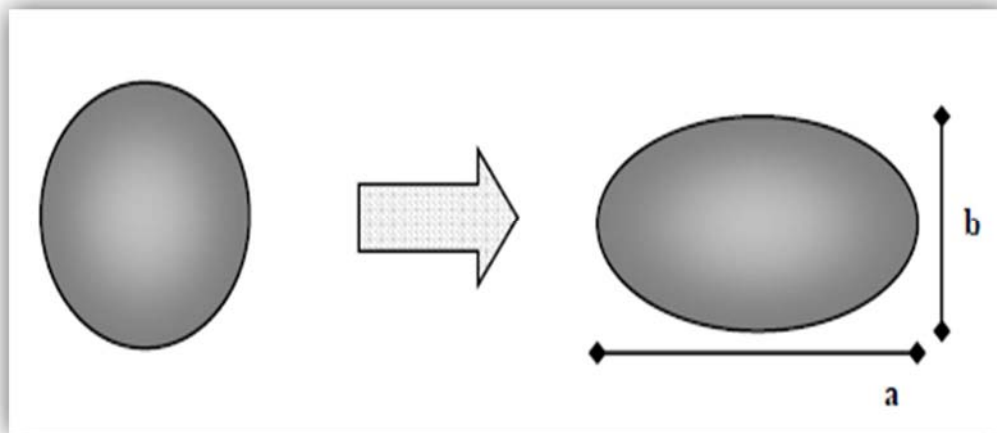


Figura 4-21. Deformación de la gota de agua bajo el efecto del campo eléctrico.

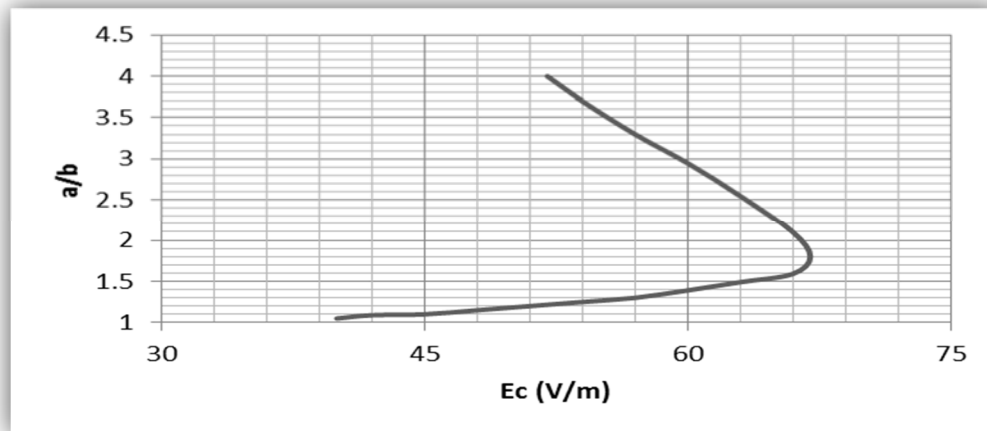


Figura 4-22. Deformación teórica de la gota en función del campo eléctrico aplicado.

Hasta este punto, se logró dilucidar que el campo eléctrico crítico establece una condición de estabilidad para la gota de agua, esto permite determinar un máximo de campo eléctrico en el equipo, y con ello asegurar el correcto funcionamiento del mismo y además mantener la eficiencia de la separación.

✓ Distancia entre los electrodos. Caso AC

Como ya se especificó anteriormente, en el caso del campo de corriente alterna, los electrodos generalmente son dos rejillas horizontales, conformados por varillas de electrodos que se unen perpendicularmente para dar forma a dicha rejilla. Para el cálculo de este valor, se establecen las siguientes premisas; en primer lugar se supone que el electrodo inferior se encuentra fijado justo a la mitad del deshidratador (Kozsman, 1974); también, se establece la distancia entre los electrodos (Δx) como la diferencia entre la distancia recorrida por la gota y la mitad del diámetro correspondiente al recipiente. Lo dicho anteriormente se simboliza en la **ecuación 4-26**.

$$\Delta x = h_{esi} - \frac{D}{2} \quad (4-26)$$

Donde: Δx = distancia entre los electrodos, m
 h_{esi} = distancia recorrida por la gota, m
 D = diámetro del recipiente, m

Con respecto a la superficie horizontal de cada rejilla de electrodos se debe suponer que el ancho de la rejilla superior (A_{ele_s}) ocupa el ochenta por ciento (80%) del diámetro del equipo, y el de la rejilla inferior (A_{ele_i}) ocupa el noventa por ciento (90%); y el largo de ambas (L_{ele}) es igual a la longitud efectiva del

deshidratador (L_{eff}). Este parámetro (L_{eff}) se supone ya que en la literatura se reporta que se debe evitar el contacto de los electrodos con las paredes del deshidratador (Robinson, 1983). Lo dicho anteriormente se representa en las **ecuaciones 4-25 a 4-27**.

$$A_{ele_s} = 0.80 \times D \quad (4-25)$$

$$A_{ele_i} = 0.90 \times D \quad (4-26)$$

$$L_{ele} = L_{eff} \quad (4-27)$$

Donde: A_{ele_s} = ancho de la rejilla superior, m
 A_{ele_i} = ancho de la rejilla inferior, m
 L_{ele} = largo de las rejillas, m
 L_{eff} = longitud efectiva del deshidratador, m
 D = diámetro del recipiente, m

✓ Distancia entre los centros de las gotas

Este es un parámetro necesario para el diseño eléctrico del equipo, sin embargo, con los cálculos sólo se pueden conocer aproximaciones de este valor que dependen de suposiciones realizadas que pueden ser ciertas o no, dependiendo del caso establecido. Es decir, en el caso de la presente investigación se debe utilizar una expresión que relaciona el diámetro de una gota de agua, la distancia entre dos gotas, y la relación entre radios crítica ($(a/b)_{crit}$), es decir, la relación de a/b en para el campo eléctrico crítico. En este caso, según la literatura, (Sjöblom, 2006) es necesario suponer que el campo eléctrico crítico y la distancia entre los centros de las gotas (x) elevado a una potencia son proporcionales. Finalmente, al relacionar esta suposición con la relación entre radios correspondiente, se obtiene la **ecuación 4-28**, utilizada en el cálculo de la mencionada distancia.

$$x = \left(\left(\frac{a}{b} \right)_{crit} - 1 \right) \times \frac{d}{0.568} \quad (4-28)$$

Donde: x = distancia entre los centros de las dos gotas, μm
 $\left(\frac{a}{b} \right)_{crit}$ = relación entre radios crítica
 d = diámetro de la gota de agua, μm

✓ Campo eléctrico aplicado

En este caso, se debe considerar las siguientes premisas para facilitar y/o simplificar el cálculo del mencionado parámetro. Primero, se sabe que cuando una partícula se mueve a través de un fluido, una serie de fuerzas estarán actuando sobre la partícula (Eow y Ghadiri, 2002), como la fuerza de flotación (F_b), la fuerza gravitacional (F_g) y la fuerza de arrastre (F_a). Aunado a esto, la acción de un campo eléctrico uniforme origina un cambio en la carga eléctrica característica del sistema, como por ejemplo, para una gota de agua neutral en un medio de baja constante dieléctrica, ésta se polarizará a raíz de la reorientación de los dipolos moleculares con el campo eléctrico, lo que conduce a la formación de dipolos inducidos (Nöik et. al., 2006). Lo expuesto anteriormente conduce a la afirmación que además de los efectos hidrodinámicos que actúan sobre la partícula, también existen una serie de fuerzas, como la fuerza dipolar (F_{dip}), la electrostática (F_e) y la dieléctrica, esta última que depende de la uniformidad del campo.

En el campo de AC, el balance obtenido de las fuerzas que actúan sobre la gota de agua son las que se representan a continuación en la **Figura 4-23**.

En las **ecuaciones 4-29, 4-30, 4-31, 4-32, 4-33 y 4-34** se presenta la manera en que se define cada fuerza, junto con el balance final del que se obtiene el valor del campo eléctrico:

✓ Fuerza de flotación

$$F_b = \frac{1}{6} \pi \times g \times d^3 \times \rho_o \quad (4-29)$$

Dónde: F_b = fuerza de flotación, N
 g = gravedad, 9.81 m/s^2
 d = diámetro dela gota de agua, m
 ρ_o = densidad del aceite, kg/m^3

✓ Fuerza de arrastre

$$F_a = 3\pi \times \mu_o \times d \times V_d \quad (4-30)$$

Dónde: F_a = fuerza de arrastre, N
 μ = viscosidad del aceite, cp
 d = diámetro dela gota de agua, m
 V_d = velocidad de la gota, m/s

✓ Fuerza gravitacional

$$F_g = \frac{1}{6} \pi \times g \times d^3 \times \rho_w \quad (4-31)$$

Donde: F_g = fuerza gravitacional, N
 g = gravedad, 9.81 m/s²
 d = diámetro de la gota de agua, m
 ρ_w = densidad del agua, kg/m³

✓ Fuerza dipolar

$$F_{dip} = \frac{3\pi \times \epsilon_{oil} \times \epsilon_0 \times d^6 \times E^2}{8x^4} \quad (4-32)$$

Donde: F_{dip} = fuerza dipolar, N
 ϵ_{oil} = constante dieléctrica relativa del aceite
 ϵ_0 = constante dieléctrica del vacío, F/m
 d = diámetro de la gota de agua, m
 E = campo eléctrico entre los electrodos, V/m = $\frac{PD}{\Delta x}$
 x = distancia entre los centros de las dos gotas, m

✓ Fuerza electrostática

$$F_e = \frac{1}{6} \pi \times d^2 \times \epsilon_{oil} \times \epsilon_0 \times E^2 \quad (4-33)$$

Donde: F_e = fuerza electrostática, N
 ϵ_{oil} = constante dieléctrica relativa del aceite
 ϵ_0 = constante dieléctrica del vacío, F/m
 d_m = diámetro de la gota de agua, m
 E = campo eléctrico entre los electrodos, V/m = $\frac{PD}{\Delta x}$

✓ Fuerza dieléctrica

En este caso no se toma en cuenta esta fuerza, debido a que el campo aplicado se considera como un campo eléctrico uniforme, condición que anula la mencionada fuerza.

✓ Balance resultante

Para este balance se supone lo siguiente:

- a) Como se muestra en la **Figura 4-23** las fuerzas están en una misma dirección, la cual se considera la dirección del eje de las ordenadas y la

orientación positiva apunta en la misma dirección que la velocidad de sedimentación de la partícula.

- b) La derivada de la velocidad de sedimentación de la partícula en función del tiempo es aproximadamente igual a la diferencia entre la velocidad final e inicial de la partícula en el proceso de sedimentación y coalescencia, dividido por el tiempo de residencia de la partícula entre los electrodos.
- c) La velocidad de la partícula justo al llegar al electrodo superior y antes de comenzar el proceso de sedimentación y coalescencia es igual a cero.

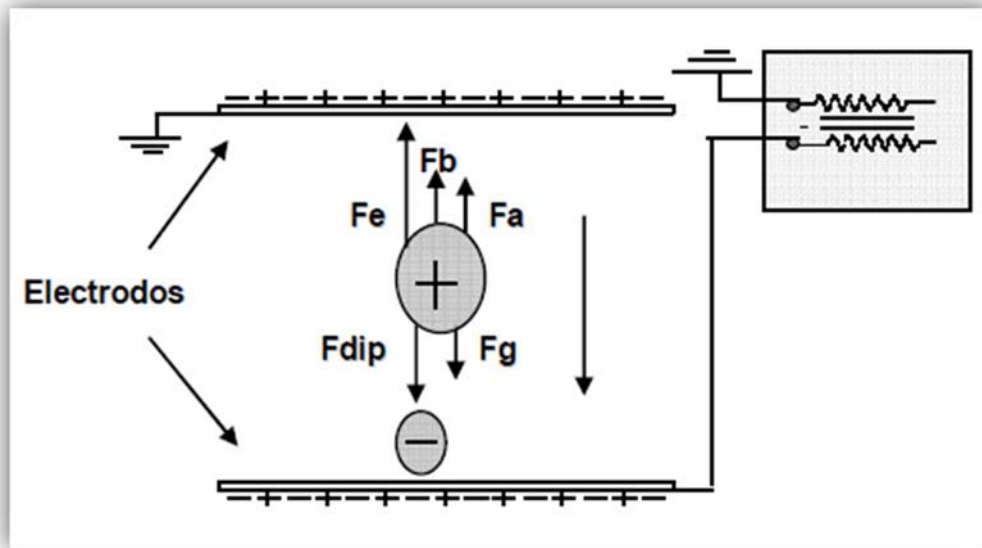


Figura 4-23. Fuerzas que actúan en la gota de agua emulsionada bajo el campo eléctrico

De acuerdo a estas premisas se obtuvo el balance resultante (**ecuación 4-34**) el cual permite el cálculo del campo eléctrico aplicado (E) en función de los parámetros conocidos y/o previamente calculados, como la masa (m_{gw}) y la velocidad (V) de una gota.

$$m_{gw} \times \frac{dV}{dt} = \frac{1}{6} \pi \times d_m^3 \times \rho_w \times \frac{V}{(tr)_{ee}} = (F_g + F_{dip} - F_b - F_a - F_e) \quad (4-34)$$

La forma en que se debe calcular el tiempo en que la gota recorre la distancia entre los electrodos ($(tr)_{ee}$) se muestra en la **ecuación 4-35** a **4-37**.

$$(tr)_{ee} = \frac{h_{esi} \times (tr)_o}{\Delta x} \quad (4-35)$$

$$h_{esi} = (tr)_o \times V \quad (4-36)$$

$$(tr)_o = \frac{3.20 \times 10^{-5} \times D^2 L_{eff}}{Q_o} \quad (4-37)$$

Finalmente para obtener el campo eléctrico aplicado es el balance de fuerza de la **ecuación 4-34** se debe dividir entre la intensidad de corriente eléctrica de alimentación.

✓ Voltaje aplicado

El voltaje aplicado (V), depende exclusivamente de la distancia entre los electrodos y el campo eléctrico aplicado, por lo que este parámetro se debe calcular mediante la **ecuación 4-38**.

$$V[V] = E_o \left[\frac{V}{m} \right] \times L_{ee}[m] \quad (4-38)$$

Los valores para el recomendados para este parámetro se encuentran entre 15 y 45 kV.

4.2.4.2 Ventajas y desventajas del tratamiento electrostático

Las ventajas del tratamiento eléctrico son:

1. La emulsión puede romperse a temperatura significativa baja que empleando únicamente tratamiento térmico, ésta reducción es aproximadamente de entre 20 y 40 °F, de esta manera se ahorra combustible y se reducen el encogimiento y las pérdidas de densidad.
2. Se incrementa el gasto de aceite tratado ya que puede llevarse a cabo en pequeños buques, esto es ideal para pozos costa afuera u operaciones alojadas en el ártico.
3. Remoción más completa de agua. Además, el tratamiento eléctrico y el tratamiento de baja temperatura disminuyen los efectos de la corrosión.

La mayor desventaja de este tratamiento es que el control y mantenimiento de los electrodos resulta muy costoso. El uso de mallas electrostáticas también incrementa el costo del equipo y su mantenimiento. Este incremento del costo puede llegar a ser mayor que la implementación de un deshidratador nuevo.

Las dos razones principales que hacen que uso de deshidratadores electrostáticos sea el popular son:

1. Un deshidratador electrostático de un tamaño determinado, procesara aproximadamente el doble de aceite que un deshidratador mecánico del mismo tamaño.
2. El uso de electricidad permitirá la deshidratación a baja temperatura.

En la deshidratación de un crudo pesado de baja densidad en °API mediante tratamiento electrostático, la reducción de la temperatura puede ser de hasta 30 °F (por ejemplo en un crudo de 33 °API va de 150 °F a 120 °F), ésta temperatura más baja puede reducir en 1% el encogimiento de aceite como se muestra en la **Figura 4-24** y la pérdida de densidad como se muestra en la **Figura 4-25**.

La interfase de agua y aceite es un área de colección ideal para residuos tales como sulfato de hierro, parafinas, limo, asfáltenos, inhibidores químicos de corrosión, etc. pero las parafinas y los asfáltenos son especialmente problemáticas, estos residuos se presentan comúnmente con el uso de los métodos de recuperación de aceite y se debe de impedir a toda costa acumulen en el deshidratador porque si lo hacen produciría cortes eléctricos en la red eléctrica si se les permite flotar en la superficie. Los cortes eléctricos también pueden ocurrir si el gas que se libera del aceite y se acumula entre los electrodos. Además, si estos residuos se asientan contaminaran el agua y haciéndola inapropiada para su reinyección o para descárgala al medio ambiente.

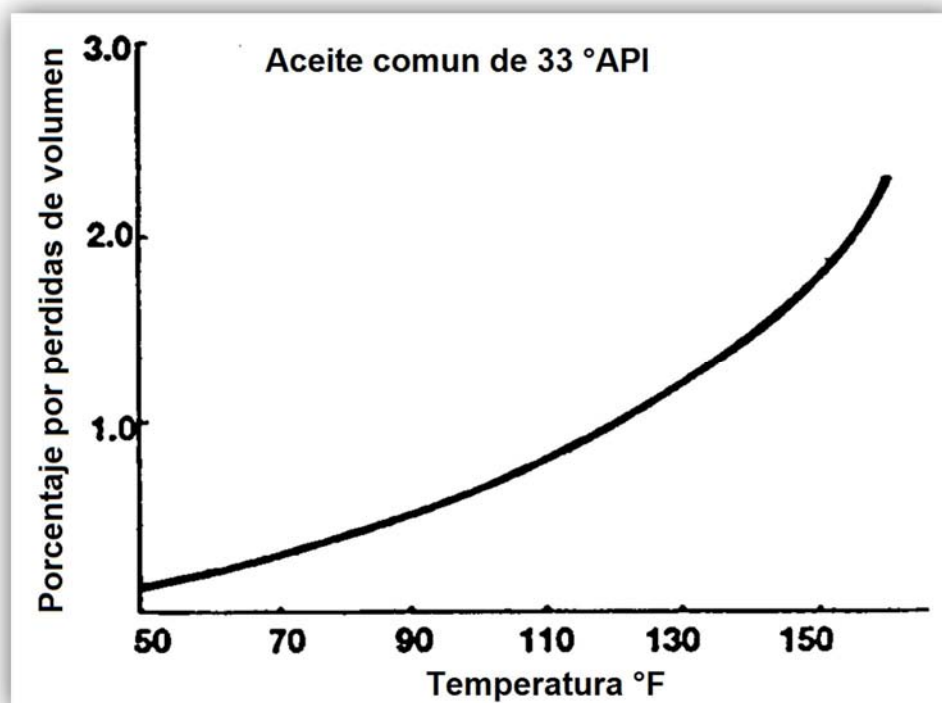


Figura 4-24. Perdida de volumen vs Temperatura

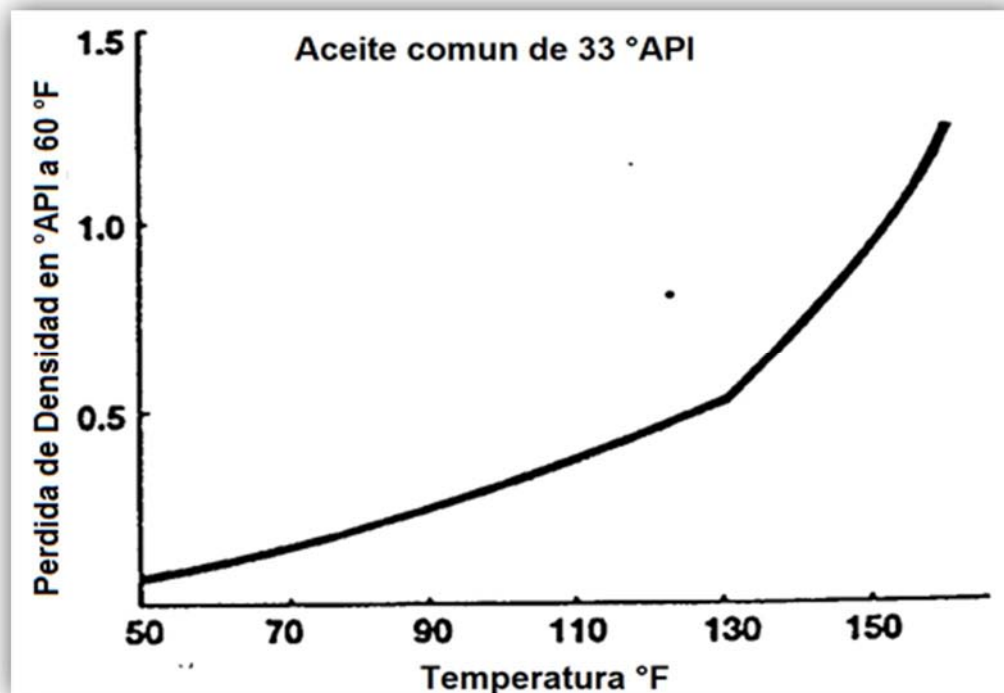


Figura 4-25. Perdida de densidad en °API vs Temperatura

Existen tres procedimientos para prevenir la acumulación de estos residuos en la interface.

1. Utilizar durante intervalos regulares un anillo recolector de residuos adaptado al equipo (algunas veces llamado toadstool), estos intervalos pueden ser de pocos días o varias semanas. Además, puede extraerse continuamente una corriente de la parte alta del fluido donde se concentran los sólidos en suspensión (1-2% del flujo total), para ser tratada por separado; se puede proceder de la misma manera drenando fluido de la parte inferior del tanque para remover sedimentos del fondo.
2. Elevar la temperatura del tratamiento.
3. Agregar diferentes desemulsificantes pues junto con el campo electrostático pueden alterar la infase de las gotas y por lo tanto reducir la acumulación de residuos en esa región.

4.2.5 Tratamiento Mecánico

Este método consiste en romper la emulsión al hacerla pasar por un medio poroso (filtro) bajo condiciones especiales de presión.

Cuando el medio poroso es de tipo humedecido por agua, la fase de aceite pasa a través y se estabiliza en la parte superior, mientras que el agua es absorbida por el lecho filtrante facilitando su sedimentación en la fase acuosa. Los materiales más comúnmente usado en este tratamiento son:

- Viruta de madera especial.
- Arena.
- Tierra de diatomáceas.
- Lana de vidrio.

Este proceso es mencionado que se aplica en campos viejos, pues actualmente se utilizan procesos combinados de demulsificación más sofisticados y eficientes.

El diseño de los separadores para los pozos debe incluir (ver capítulo 3):

1. Desviadores de flujo para asistir en la separación de gas y líquido para disipar la velocidad a la entrada del separador
2. Placas paralelas para reducir la turbulencia en la sección central.
3. Eliminador de niebla para remover las gotas de líquido del vapor.
4. Rompe vórtice para prevenir la aspiración de gas en líquido de salida.
5. Capacidad del líquido adecuada para tratar las oleadas en la producción.
6. Presión de Respaldo adecuada y controles de niveles de líquido.

Los separadores emplean muchos estos mismos elementos internos. Los separadores de campo requieren la instalación de elementos internos propios tales como deflectores y rompedores de vórtices específicos para separar el agua y el gas del petróleo crudo, estos elementos afectan el tamaño del equipo y a menudo esto es compensado por los fabricantes con el desarrollo de separadores con una mejor eficiencia.

El éxito de los elementos internos específicos, propios de los separadores de campo, corresponde claramente a la importancia de modelar el flujo de los fluidos con algún mecanismo de separación en general. La mediante la incorporación de un trazador radiactivo (yodo radiactivo) a crudo que entra al separador se lograron cuantificar la variaciones del tiempo de residencia, este estudio se llevó a cabo celdas presurizadas de floración para dispersión de gas,

tanques de asentamiento de 2000 y 15000 bls y FWKO horizontales. En la **Figura 4-26** y **4-27** muestra en resumen los resultados de los estudios realizados en tanques de lavado de 15000 bls y de FWKO, respectivamente. La principal conclusión es que, salvo algunas excepciones, el comportamiento hidráulico de los separadores empleados en campo es pobre, ya que éstos son sujetos a cortocircuitos hidráulicos (aquella parte del flujo que tiene una velocidad infinita y un tiempo de retención cero) de modo que la mayor parte del volumen del separador no es utilizada eficientemente.

Los tiempos de ruptura de la emulsión tan cortos como el 20% del tiempo de residencia promedio no son poco comunes en campo, ya que algunos separadores son sujetos a grandes combinaciones de esfuerzos de modo que mucho volumen es transportado a través del tanque y eso provoca un tiempo demasiado corto para un tratamiento adecuado, la presencia de estos esfuerzos de corte pueden incrementar la formación de emulsiones en los separadores. Por otro lado, aunque los tanques de lavado y los tanques desnatadores tienen malos comportamientos de flujo y a pesar de un esfuerzo considerable en la mayoría de los casos para instalar deflectores y esparcidores, se registrando taponamiento en sus canales de flujo por depósitos de parafinas, corrosión en los espaciadores y depósitos de arena.

La coalescencia mecánica es algo más sofisticado que cualquier método que le precede, el equipo más conocido es el filtro lleno de viruta de madera especial, estas unidades emplean control de flujo direccional para retener un gran volumen de agua que se sedimenta justo debajo filtro y el aceite limpio sube por encima de la sección de viruta. La viruta de madera (álamo sin caucho es la mejor) es preferencialmente mojada por agua, se compacta hasta crear un obstáculo al flujo de las gotas de agua dispersas, promoviendo así la coalición entre ellas y demás proporciona una superficie ideal que favorece esta coalescencia. Cuando las gotas de agua se vuelven lo suficientemente grandes, caen fuera de la corriente de flujo por gravedad y la separación de las gotas de agua remanentes en la zona de aceite sobre la sección viruta se lleva a cabo por acción de la gravedad

La principal ventaja de la coalescencia mecánica es que no requiere combustible y no ocurren pérdidas de densidad o volumen del crudo, sin embargo, los aceites sucios taponan el medio coalescente y causan problemas operativos especialmente severos con aceites de este tipo o con presencia de parafinas, publicaciones sobre estos problemas de taponamiento limitan el uso de filtros de viruta especial. Los precipitadores son dispositivos de filtración altamente eficientes que se asemejan estructuralmente a un deshidratador térmico, pero con

un medio coalescente de viruta de madera especial en lugar del calentador, un precipitador se utiliza cuando se detecta agua arrastrada por el aceite, a través de solidos preferentemente mojados por agua. La operación de un precipitador es similar a la de un deshidratador tipo FWKO de deflectores acanalados con la adición de un filtro de viruta especial y algunas veces un filtro de arena graduada (con distintos tamaños de partícula).

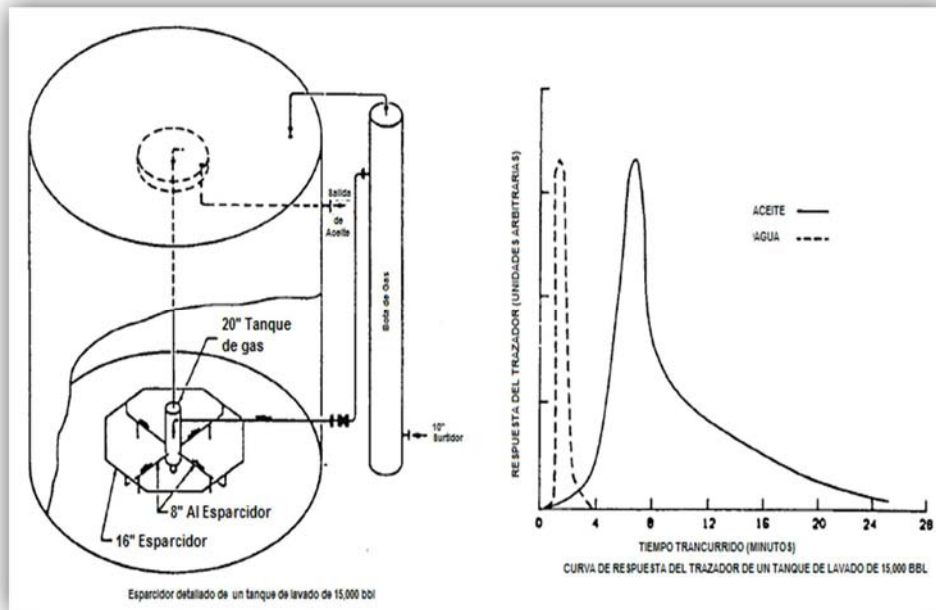


Figura 4-26. RTD de un Tanque de lavado (Zemel y Bowman, 1978)

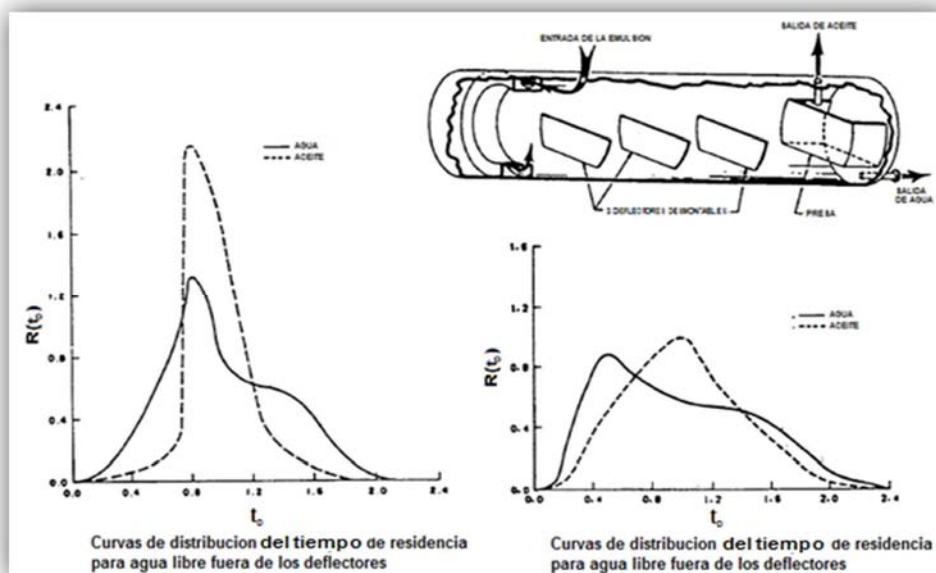


Figura 4-27. RTD de FWKO (Zemel y Browman, 1978).

4.2.6 Tratamiento Centrífugo

En este método se logra la separación de fases por medio de fuerza centrífuga, debido a la diferencia de densidades existentes. La mezcla en el proceso es precalentada con el fin de reducir la viscosidad del petróleo, posteriormente entra por una sección central de un recipiente hacia su parte inferior donde un dispositivo le imprime una fuerza centrífuga y lanza el agua hacia la periferia por ser más densa que el crudo. El crudo limpio fluye por la parte superior cerca de la parte central del dispositivo.

Recientemente han sido desarrolladas centrífugas capaces de separar simultáneamente aceite, agua y sólidos (Alfa-Laval 1992), con valores de 0.5% de agua en el crudo y 25 ppm en peso de crudo en el agua producida después de tratada. Estos equipos han sido utilizados en Noruega desde 1990 y actualmente se disponen para ser empleados a en operación costa afuera a pesar de los riesgos de pérdidas en la producción por los tiempos muertos para este tipo de equipos.

4.2.7 Tratamiento Combinado

Los diseños varían de acuerdo al tipo de crudo, las emulsiones presentes y las condiciones de presión y temperatura, estos tratamientos permiten trabajar con grandes volúmenes y a presiones y temperaturas más variadas.

4.3 CONSIDERACIONES DE DISEÑO

La norma API 12L enlista los requerimientos de diseño, materiales de construcción, fabricación y las pruebas para deshidratadores termicos, tanto verticales como horizontales. Este trabajo se centra es en el diseño y el dimensionamiento de los equipos, por lo tanto los materiales, la fabricación y las pruebas se cometan brevemente.

4.3.1 Materiales de Construcción y Pruebas

El código ASME Bioler y el Código de Presiones de Vasijas en la sección VII división 1, especifican todos los materiales para su construcción. Si la corriente del pozo contiene agua con O₂, CO₂ o H₂S, esta puede considerarse corrosiva, el código ASME Sección VIII, división 1 especifica la concentración de agentes corrosivos para salmueras naturales, con más del 0.025 ppm de oxígeno o más de 1200 ppm para CO₂ estas se consideran corrosivas. Todo el H₂S debe de ser considerado corrosivo y la norma NACE MR-01-75 deberá seguirse para su manejo. La norma NACE MR-01-81 recomienda procedimientos para el

recubrimiento interno de los equipos y las normas NACE RP-05-75 y RP-01-78 proveen lineamientos para protección catódica.

El código ASME Sección VIII, división 1 contempla a talleres para la construcción, prueba y el sellado de los deshidratadores incluyendo los tubos de calentamiento, intercambiadores de calor y sifones de agua mayores de 6 pg de diámetro, los sifones de agua de diámetros menores son cubiertos en la norma ANSI B31.3.

4.3.2 Casos históricos.

Caso 1. Gidley y Hanson (1974), presentan un caso histórico donde se utilizó un sofisticado y costoso sistema de tratamiento de aceite, que consistía en un tanque de lavado, cuatro deshidratadores térmicos electrostáticos, un tanque de retención y un deshidratador de calor para aceites fuera de especificaciones. En este caso se experimentaron graves problemas cada vez que los pozos fueron estimulados y cuando se daba mantenimiento a líneas, cuando estos problemas fueron estudiados, las pruebas de la botella mostraron que los finos del yacimiento y las incrustaciones en la tubería eran las principales causas. La solución a estos problemas se obtuvo mediante:

1. Encontrar un demulsificante que modificará la preferencia de estos finos para ser mojados por agua.
2. Usar un nuevo inhibidor de corrosión no contribuyera para la formación de emulsiones.
3. Agregar una bota de gas corriente arriba del tanque de lavado.
4. Reacomodar las tuberías de entrada y salida del tanque de lavado para reducir el riesgo de un cortocircuito.
5. Retirar cualquier colchón formado en la interfase de agua y aceite en el tanque de lavado y el deshidratador de calor por separado.

Estos cambios fueron tan efectivos que los cuatro deshidratadores térmicos electrostáticos y el tanque de retención podrían ser retirados del sistema y además los costos de combustible se redujeron dramáticamente. De lo todo lo anterior de concluyo que:

1. No se crean problemas de emulsión por la mala selección de químicos.
2. Minimizar las hidráulicas no ideales.
3. El más sofisticado tratamiento no es necesariamente el mejor.

Caso 2. Mcghee (1965) describe un caso donde se utilizó un tanque de lavado de para demulsificar, 150,000 bls de aceite de una densidad de 14 °API, la operación de éste equipo se mejoró dramáticamente por:

1. Encontrar un nuevo y superior demulsificante e inyectarlo corriente arriba lejos de la instalación central de tratamiento.
2. Instalar un simple pero efectivo deflector en el tanque de lavado.
3. Desgasificar la emulsión antes de que entre al tanque de lavado.
4. Inyectar agua caliente directamente en la emulsión justo antes de que entre en el tanque de lavado

De lo anterior se concluyó que:

1. La operación siempre mejora si se busca e inyecta un mejor químico e inyectarlo que el utilizado en un principio.
2. Desgasificar la emulsión ayuda a eliminar el agua de la misma.
3. La mala hidráulica invariablemente el rendimiento del recipiente.
4. Siempre se debe emplear calor en el tratamiento de crudos pesados.

4.3.3 Factor de oleadas en la producción

Las vasijas para tratamiento de aceite deben ser diseñadas empleando el gasto máximo esperado durante la proyección de la vida útil de las instalaciones, también es recomendable añadir un factor de aumento de la tasa de flujo normal anticipado. Los factores de oleada son recomendados por la norma API (1991). Obviamente, al incrementar el gasto se reduce el tiempo de residencia en separadores de aceite, agua y gas, por lo tanto, esto empobrece su rendimiento, también si el gasto disminuye, se reduce el rendimiento del equipo, sin embargo, esto último no es muy fácil de explicar. Una explicación a este comportamiento es que mientras el gasto disminuye se incrementa de tiempo de residencia promedio alterando los patrones de flujo del separador y favorecer la canalización y la presencia zonas muertas. Los separadores con filtros coalescentes se comportan de manera distinta diferentes, en estos equipos el flujo a través del filtro controla separación.

Los supresores de oleadas (grandes vasijas colocadas antes del equipo de tratamiento de aceite) son especialmente utilizados en North Slope. Las trampas para líquido o “slugcatchers” se utilizan en Estados Unidos para recolectar el líquido en gasoductos, la acumulación de líquidos en las tuberías se puede controlar mediante el uso de estranguladores en las líneas de transporte

4.3.4 Especificaciones para el transporte de aceite en ductos.

La presencia de sal y agua en el petróleo crudo para refinerías causa incrustaciones y corrosión en los equipos, además el transporte de S&W como ya ha sido mencionado resulta muy costoso, por lo tanto, los compradores sin excepción especifican máximo contenido de S&W en el aceite antes que se acepte para ser llevado a través sus ductos u otros medios de transporte. Las especificaciones para el contenido de S&W en crudo deben ser alcanzarse y evaluarse mediante las técnicas de procesamiento con mayor disponibilidad a criterio del operador.

Los contenidos de S&W aceptables son:

- a) 0.1% en zonas de clima frío
- b) 0.2% estándar mundial
- c) 0.2-1% Costas del Golfo y oeste de Texas.
- d) 3% Crudos de baja densidad de California.

La calidad del aceite es determinada utilizando una metodología de campo simple, que implica el uso de dispositivos ANOD (detectores automáticos de aceite neto), estos dispositivos son usualmente conductímetros eléctricos y deben de ser calibrados para el aceite o el agua de cada caso en particular . Cuatro condiciones (Hanzevack y colaboradores, 1980) son requeridas para la medición exacta del contenido de S&W:

1. La fase de salmuera debe dispersarse de manera uniforme en la sección transversal de la tubería de manera que la sonda debeve una muestra representativa de S&W.
2. Las gotas de la salmuera deben de ser más pequeñas que la cavidad de la sonda.
3. El muestreo debe ser lo suficientemente frecuente para asegurar un muestreo representativo.
4. deben de tomarse muestras suficientes para minimizar el error aleatorio de los muestras individuales.

El contenido de S&W no es la única especificación de la tubería. Como se explica en el capítulo 2 existen normas específicas para la densidad del aceite en °API, el contenido de azufre, los puntos de descarga, presión de vapor Reid, la viscosidad y los el contenido metales pesados.

4.3.5 Datos requeridos

En la **Tabla 4-4** se presenta el cuestionario para gestionar los equipos en los catálogos de los fabricantes. Los dos primeros puntos incluyen los gastos de producción de crudo, agua y gas, ya que estos gastos determinan el tipo y medida de todos los equipos de tratamiento. Como ya se mencionó los gastos de producción de los pozos y su composición cambiara durante la vida del campo, conforme el campo madura, menos gas y más agua son producidos. El diseñador y operador reducen el espacio del gas conforme la WOR se incrementa.

El factor de oleada debe ser estimado razonablemente a partir de un porcentaje de incremento en el flujo que pueda presentarse durante largos periodos de tiempo y además previendo la avería de alguno de los deshidratadores, también advirtiendo la RGA que pueda producirse a la presión de operación normal del equipo. La densidad específica del aceite y agua son obviamente importantes en el asentamiento por gravedad, utilizando las **Figuras 1-7, 1-8, 1-9** es posible estimar la densidad del agua en ausencia de mejor información, estas densidades se reportan a partir de que los efectos de la temperatura son significativos para el tratamiento.

El contenido de agua es muy importante, sin embargo es difícil de obtener, ya que en un yacimiento con empuje de agua, la producción de ésta se puede incrementar rápida e inesperadamente.

La presión de operación es importante en todos los aspectos de diseño, cuanto mayor sea la presión de operación, los materiales ligeros son retenidos mejor en el aceite dentro de los equipos así aumentando su densidad La viscosidad del aceite se necesita para estimar la velocidad de asentamiento o una guía empírica para la selección del tratamiento. La norma ASTM D 341 describe un método para estimar el cambio en la viscosidad en función de la temperatura, siempre y cuando se conozca la viscosidad para dos temperaturas diferentes, esta correlación es válida para condiciones por encima del punto de turbidez.

Debe conocerse la salinidad del agua, para ello un análisis químico completo es muy útil. El tipo y el poder calorífico del combustible disponible son importantes en el diseño del quemador. La temperatura mínima de entrada del crudo es necesaria para determinar la capacidad del calentador. El agua de disolución importante para la desalación. El tipo de electricidad disponible es importante en el diseño del tratamiento electrostático. El contenido de S&W es necesario para un diseño y selección del equipo apropiado de tratamiento. El punto de escurrimiento, el punto de turbidez, el contenido de parafina y el

contenido de sal y sólidos influyen los requerimientos de temperatura y los detalles del diseño mecánico del equipo, ya que el crudo nunca se debe dejar enfriar por debajo de su punto de escurrimiento, esto es especialmente crítico en tuberías largas. La temperatura ambiente es importante respecto a la pérdida de calor, requerimientos de combustible y punto de escurrimiento. El tipo de demulsificante químico que debe ser utilizado deberá ser determinado mediante pruebas de la botella en campo.

Tabla 4-4. Información requerida para el tratamiento y el desalado

1. Total de fluido a ser procesado:
 - a) Aceite [Bpd]
 - b) Agua [Bpd]
2. RGA promedio
3. Densidad específica del aceite
4. Densidad específica del agua
5. Porcentaje máximo y mínimo anticipado de agua producida.
6. Presión de operación máxima y mínima de la unidad de deshidratación.
7. ΔP permisible a través del equipo de desalamiento.
8. Viscosidad del aceite en un rango de 4 temperaturas en el deshidratador.
9. Salinidad del agua producida en ppm de cloruro de sodio equivalente.
10.
 - a. Análisis del gas disponible para combustible.
 - b. Poder calorífico del gas (poder calorífico bruto).
 - c. Análisis del crudo para el quemador, si es que es diferente del crudo producido.
11. Mínima temperatura de entrada a la estación.
12. Salinidad y cantidad de agua disponible para disolución.
13. Tipo y características de la electricidad disponibles.
14. Requerimientos del aceite de salida
 - a. % de agua
 - b. Contenido de sal en lb por 1,000 bbl de aceite (PTB)
 - c. RVP
15. Características del petróleo crudo incluyendo punto de escurrimiento, punto de turbidez y contenido de ceras y arenas.
16. Temperatura del ambiente: verano (mínima y máxima)
Invierno (mínima y máxima)
17. Tipo de químico desdemulsificante que se utiliza o se desea.
18. Requerimientos del agua de salida
19. Descripción general del campo y posible ubicación de la planta de deshidratación

Fuente: NATCO (1993)

En un balance de materia los S&W que entran en la instalación de tratamiento junto el crudo pueden disponerse de tres maneras: agua sucia, aceite sucio o dentro de la vasija como una interfase de sedimento. El aceite sucio no cumple las especificaciones de transporte en tuberías y el agua sucia causa problemas de posición y de reinyección si se da el caso. El almacenamiento de agua sucia en un intento para ganar tiempo es algo erróneo, ya que la acumulación de sedimento en la interfase aceite y agua reduce la capacidad del separador y deberán eliminarse tarde o temprano.

4.4 MÉTODOS DE DISEÑO

El diseño o dimensionamiento de equipos deshidratadores para emulsiones involucra la combinación óptima de los siguientes parámetros:

1. Desemulsificante químico: tipo, dosificación, lugar y método de inyección.
2. Temperatura de tratamiento.
3. Tiempo de retención requerido para el crudo y el agua producidos.
4. Uso de campos electroestáticos.

El diseño involucra la apropiada selección de los cuatro parámetros previos y la especificación del tipo de deshidratador para el tratamiento: FWKO, tanque de lavado, deshidratador de calor, deshidratador térmico electroestático. El diseño óptimo requiere alcanzar las especificaciones para el gas, el aceite y el agua al mínimo costo sin perder de vista todas las normas de seguridad, salud y protección ambiental. La producción de los pozos siempre cambia, por lo que un diseño prudente incluye una cantidad extra de desemulsificante, tiempo, y fuentes de calor y electricidad, esto minimiza los costos y los tiempos muertos.

Como ya se discutió en el capítulo 1 algunas prácticas de campo pueden contribuir a la formación de emulsiones, por tal motivo, la actividad del flujo del pozo debe ser examinada a detalle.

El mejor método para establecer las condiciones del tratamiento es por pruebas directas de campo, después las pruebas de laboratorio y las pruebas de botella son mejor aproximación, también la experiencia en campos cercanos o similares son muy útiles. Cuando se presentan precipitación de sólidos tales como parafinas, el historial térmico del crudo determina la morfología y la distribución del tamaño de estos sólidos. La presencia de dichos sólidos en la interfase agua y aceite afecta en gran medida la estabilidad de la emulsión. Deben tomarse precauciones para asegurar que las muestras utilizadas en las pruebas piloto son verdaderamente representativas de la emulsión del campo. En la práctica las

muestras del barril de la emulsion presente en la produccion son llevadas al laboratorio, en consecuencia esta muestra tiene que ser mezclada vigorosamente para emulsificar de nuevo el agua libre, éste procedimiento garantiza que la emulsion que está siendo analizada en el laboratorio sea más estable que la encontrada en campo.

En las **Tablas 4-5 y 4-6** presentan los tiempos de retención del aceite y del agua y las temperaturas de tratamiento para tanques de lavado, deshidratadores de calor, deshidratadores electrostáticos y deshidratadores FWKO. En la **Figura 4-19** proporciona estimaciones fáciles de las temperaturas y gastos de tratamiento (bopd/ft²) para los diferentes métodos de deshidratación de crudo. En las **Tablas 4-5 y 4-6** y la **Figura 4-19** se presentan con propósitos únicamente informativos y no deben ser utilizados en ningún diseño actual.

En las **Tablas 4-7 y 4-8** presentan las capacidades para deshidratadores térmicos horizontales y verticales estándar. El dimensionamiento un deshidratador térmico involucra satisfacer 4 criterios: flujo de gas, flujo de aceite, flujo de agua y calor necesario, mientras que en el dimensionamiento de un deshidratador electrostático se debe proporcionar un área de coalescencia adecuada.

Tabla 4-5. Tiempos típico de retención de líquidos

Tipo de deshidratador	Tiempo de retención típicos de la fase líquida
Tanque de lavado	8-24 hrs.
Tratador térmico vertical	0.5- 4 hrs.
Tratador térmico horizontal	0.5-4 hrs.
Tratador electrostático	15-120 min.
FWKO	25-30 min. a 60°F
	20-25 min. a 70°F
	15-20 min. a 80°F
	10-15 min. a 90°F
	5-10 min. a 100+°F

Fuente: Sivalls, 1983

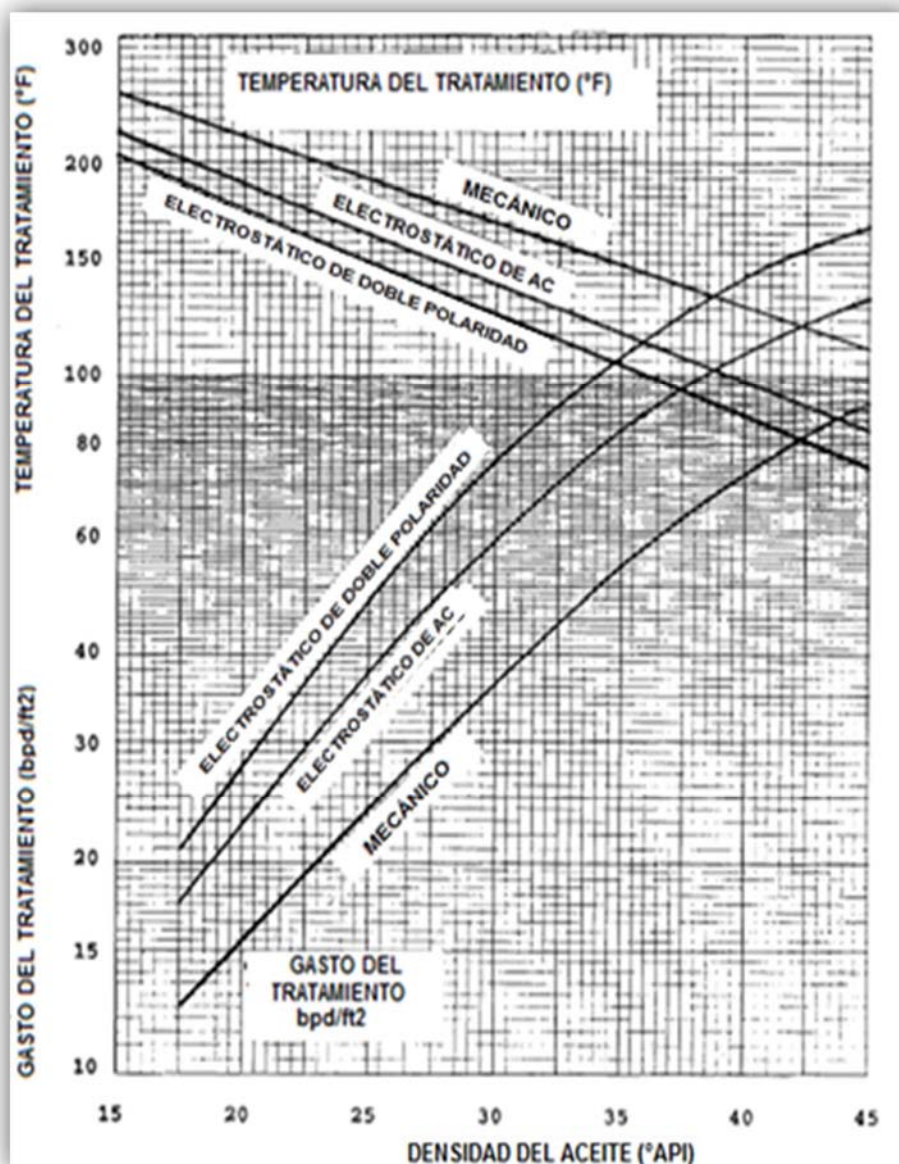


Figura 4-28. Gasto y Temperatura estimados en el tratamiento de petróleo crudo

Tabla 4-6. Temperaturas de tratamiento °F

Tipo de emulsion	Densidad en °API	Tanque de lavado	Deshidratador Termicos	Deshidratador termico electrostatico
Libre		80-100	120-180	105-140
Moderada	25-35	100-120	120-180	105-140
Estrecha	15-25	120+	140-200	120-160
Muy viscosa	10-15		180-250	160-230

Fuente: Sivalls, 1983.

Tabla 4-7. Capacidad de los deshidratadores térmicos verticales

Diametro (ft)	Largo (ft)	Capacidad de aceite (bpd) (60 min.)	Capacidad de agua (bpd) (30 min.)	Cantidad de calor (Mbtu/hrs)
3	10	142	192	100
	12	168	226	100
	15	206	178	100
4	10	257	346	250
	12	302	413	250
	20	466	499	250
	27.5	727	821	250
6	12	730	984	500
	20	1061	1320	500
	27.5	1646	2045	500
8	20	1879	2304	1000
	27.5	2914	3496	1000
10	20	2938	3960	1250
	27.5	4550	5960	1250

Tabla 4-8. Calentador Horizontal – Capacidad del tratador

D (ft)	L (ft)	Aceite (bpd) (60 min.)	Agua (MMpcd) (30 min)	Gas (MMpcd)	Numero de tubos calentadores	Diámetro de tubos	Calor necesario
3	10	160	200	0.2-0.3	1	12	0.15
	12	190	250	0.2-0.3	1	12	0.20
	15	230	300	0.2-0.3	1	12	0.30
4	10	290	380	0.3-0.5	1	12	0.25
	12	340	450	0.3-0.5	1	12	0.30
	15	400	550	0.3-0.5	1	12	0.4
6	12	800	1000	0.5-1	1	18	0.50
	15	950	1250	0.5-1	1	18	0.625
	20	1200	1600	0.5-1	1	18	0.8
8	15	1600	2200	1.5-2	1	24	0.9
					2	18	1.4
	20	2100	2800	1.5-2	1	24	1.2
					2	18	1.9
	25	2600	3500	1.5-2	1	24	1.5
					2	18	2
30	3100	4100	1.5-2	1	24	1.75	
				2	18	2.66	
10	20	3500	4600	2-3	2	18	1.75
					2	24	2.25
					3	18	2.7

	30	5227	6859	2-3	2	18	2.66
					2	24	3.5
					3	18	3.8
	40	6800	8800	2-3	2	18	3.5
					2	24	4.5
					3	18	5.25
	50	8400	10900	2-3	2	24	6
					3	18	6.75
	60	10000	12900	2-3	2	24	7
					3	18	8
12	30	7800	10400	3-5	3	24	5
	40	10000	13500	3-5	3	24	7
	50	12500	16800	3-5	3	24	9
	60	14800	20000	3-5	3	24	10

4.4.1 Dimensionamiento de deshidratadores de calor y electrostáticos

Arnold (1998) propone la siguiente metodología para hacer el dimensionamiento de equipos para deshidratación de crudo:

- ✓ Ecuaciones de asentamiento

La diferencia de densidades específicas entre las gotas de agua dispersas y el aceite da lugar al asentamiento de las gotas en la parte inferior del recipiente de tratamiento.

Dado que la fase continua de aceite fluye verticalmente hacia arriba tanto en deshidratadores horizontales como verticales descritos anteriormente, la velocidad a la que las gotas de agua debe ser suficiente para la velocidad del aceite que viaja hacia arriba a través del deshidratador. Al establecer que la velocidad de asentamiento de la gota de agua es igual a la velocidad de ascenso del aceite, Arnold y Stewart proponen las siguientes ecuaciones generales para el dimensionamiento de los equipos de deshidratación donde las densidades del aceite y la salmuera son relativas al agua dulce.

- Recipientes horizontales

$$dL_{\text{eff}} = 438 \frac{Q_o \mu}{(\gamma_w - \gamma_o) d_m^2} \quad (4-39)$$

- Recipientes verticales

$$d = 81.8 \left[\frac{Q_o \mu}{(\gamma_w - \gamma_o) d_m^2} \right]^{1/2} \quad (4-40)$$

- Tanques lavadores

$$d = 81.8 \left[\frac{F Q_o \mu}{(\gamma_w - \gamma_o) d_m^2} \right]^{1/2} \quad (4-41)$$

Donde: d= diámetro del recipiente, pg

Q_o = gasto de aceite, bpd

μ_o = viscosidad del aceite, cp

L_{eff} = longitud de la sección de coalescencia, ft

γ_w = densidad específica de la salmuera

γ_o = densidad específica del aceite

d_m = diámetro de la gota de agua, micras

F= Factor de cortocircuito (1.0 para $d < 48$ pulgadas y mayor que 1.0 para $d > 48$ pulgadas)

Obsérvese que para un tratador vertical la altura de la sección de coalescencia, no entra en la ecuación de sedimentación debido el área de la sección transversal de flujo para obtener la velocidad de ascenso del aceite es una función solo del diámetro del recipiente, en cambio para un recipiente horizontal el área de la sección transversal de flujo para calcular la velocidad de ascenso del aceite es una función del diámetro y de la longitud de la sección de coalescencia.

La ecuación de dimensionamiento para tanques lavadores incluye el factor de cortocircuito (F). Este factor se aplica en consideración de la distribución imperfecta de líquido a través de toda la sección transversal del recipiente de tratamiento o tanque y es una función de las condiciones de flujo en el recipiente. Cuanto mayor sea el tiempo de retención, mayor es el factor de cortocircuito.

- ✓ Ecuaciones de tiempo de retención

El aceite debe mantenerse a una cierta temperatura durante un período específico de tiempo suficiente para tratar la emulsión de agua en aceite, esta información se determina mejor en el laboratorio, pero en ausencia de tales datos de 20 a 30 minutos es un buen punto de partida.

Dependiendo de las propiedades específicas del flujo a tratar, la geometría de recipiente requerida para proporcionar un cierto tiempo de retención puede ser mayor o menor que la geometría requerida para satisfacer la ecuación de

sedimentación y se determina por el de mayor tamaño entre ambos criterios. Las ecuaciones para tiempo de retención son las siguientes:

- Recipiente horizontal

$$d^2 L_{\text{eff}} = \frac{Q_o(t_r)_o}{1.05} \quad (4-42)$$

- Recipiente vertical

$$d^2 h = \frac{Q_o(t_r)_o}{0.12} \quad (4-43)$$

- Tanques lavadores

$$d^2 h = \frac{FQ_o(t_r)_o}{0.12} \quad (4-44)$$

Donde: d = diámetro del recipiente, pg

t_r = tiempo de retención, min

L_{eff} = longitud de la sección de coalescencia, ft

Q_o = gasto de aceite, bpd

h = altura de la sección de coalescencia, pg

F = factor de cortocircuito (1.0 para $d < 48$ pulgadas y mayor que 1.0 para $d > 48$ pulgadas)

- ✓ Tamaño de la gota de agua

Arnold utilizó datos de tres deshidratadores convencionales que funcionaban con 1% cortes de agua y realizó los cálculos para obtener los tamaños resultantes de las gotas de agua. Los tamaños de gota calculados se correlacionaron con la viscosidad del aceite y dieron como resultado la siguiente ecuación:

$$d_{m1\%} = 200\mu_o^{0.25} \quad \mu_o < 80 \text{ cp} \quad (4-45)$$

Para un deshidratador electrostático:

$$d_{m1\%} = 170\mu_o^{0.4} \quad 3 \text{ cp} < \mu_o < 80 \text{ cp} \quad (4-46)$$

Donde: $d_{m1\%}$ = diámetro de la gota de agua necesario para que logre separarse del aceite y alcanzar un corte de agua de 1%, micras

μ_o = viscosidad del aceite, cp

Las dos ecuaciones se cortan en 3 cp y no se espera que tratadores electrostáticos operen con un rango menor a éste, sin embargo para viscosidades por debajo de 3 cp, debe ser utilizarse la **ecuación 4-40**.

Arnold también investigó el efecto de corte de agua en el tamaño mínimo de las gotas, los datos de ambos deshidratadores convencionales y electrostáticos en un rango de cortes de agua se utilizaron para recalcular un tamaño de gota como una función del corte de agua, dando como resultado la siguiente ecuación:

$$\frac{d_m}{d_{m1\%}} = W_c^{0.33} \quad (4-47)$$

Donde: d_m = diámetro de la gota de agua necesario para que logre separarse del aceite y alcanzar un corte de agua dado (W_c), micras
 W_c = corte de agua, porcentaje

Hay que subrayar que las ecuaciones anteriores deben utilizarse sólo en ausencia de otros datos y experiencia. Estas relaciones propuestas se basan sólo en datos experimentales limitados.

✓ Requerimientos de calor

La entrada de calor y por lo tanto el combustible requerido para el tratamiento depende de la elevación de la temperatura, la cantidad de agua en el aceite y el gato. Se requiere aproximadamente el doble de energía para calentar el agua que para calentar aceite, por esta razón, primero se debe separar el agua libre con un FWKO colocándolo ya sea corriente arriba del deshidratador térmico o térmico electrostático o a la entrada de éste.

Suponiendo que el agua libre se ha separado por completo, se requiere que el agua restante en el aceite sea inferior a 10% para mejorar la eficiencia del tratamiento, también el deshidratador debe ser aislado térmicamente para minimizar las pérdidas de calor. Arnold (1992) propone la siguiente ecuación para estimar el requerimiento de calor:

$$q = 15Q_o\Delta T(0.5\gamma_o + 0.1) \quad (4-48)$$

Donde: q = calor requerido, BTU/hr
 Q_o = gasto de aceite, bopd
 ΔT = incremento de la temperatura, °F
 γ_o = densidad específica del aceite

En la **Figura 4-29** se muestra la relación entre gasto y la temperatura del tratamiento en función de la densidad del aceite, en ésta se expresa el gasto la

emulsión que fluye verticalmente (bpd) sobre un ft^2 del área de la sección transversal.

✓ Procedimiento de diseño

Para especificar el tamaño de un deshidratador electrostático, es necesario determinar el diámetro (d), la longitud o altura de la sección de coalescencia (L_{eff} o h) y la temperatura del tratamiento. Como hemos visto, estas variables son interdependientes y no es posible llegar a una solución única para cada uno. El ingeniero de diseño debe evaluar el aumento del costo de la geometría contra el ahorro en la reducción de la temperatura de tratamiento.

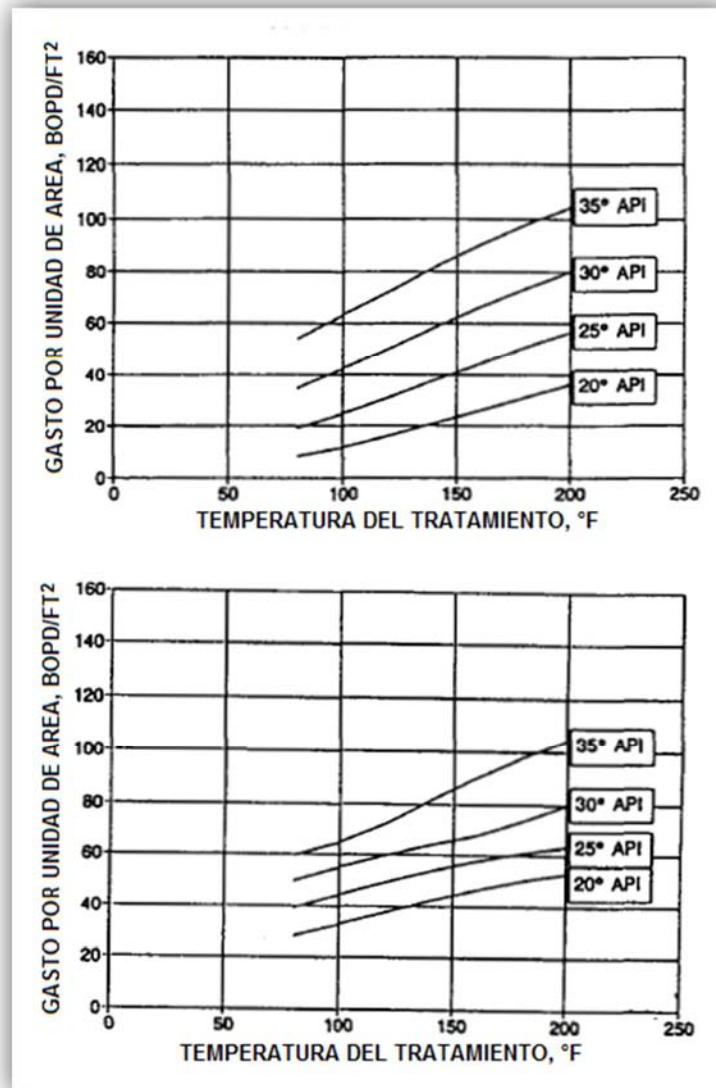


Figura 4-29. Gasto vs temperatura de tratamiento

Las ecuaciones presentadas anteriormente proporcionan herramientas para llegar a esta evaluación. Sin embargo, debido a la naturaleza empírica de algunos de las suposiciones de este método, el ingeniero de diseño debe emplear su buen criterio en la selección del tamaño de deshidratador a utilizar. El procedimiento general se describe de la siguiente manera:

1. Elija una temperatura de tratamiento.
2. Determinar la viscosidad del aceite a la temperatura del tratamiento.
3. Determinar el diámetro de la gota de agua necesario para que logre separarse del aceite (**ecuación 4-45** o **4-46**, junto con la **ecuación 4-47**).
4. Determinar la geometría necesaria del deshidratador para adaptarse a la solución de los criterios de la **ecuación 4-39** para recipientes horizontales, la **ecuación 4-40** para los recipientes verticales o la **ecuación 4-41** para un tanque de lavado.
5. Compruebe la geometría para asegurar que proporciona el tiempo de retención suficiente, como se indica en la **ecuación 4-42** para recipientes horizontales, la **ecuación 4-43** para los recipientes verticales o la **ecuación 4-44** para un tanque de lavado.
6. Repita el procedimiento asumiendo diferentes temperaturas de tratamiento.

Este procedimiento permite al ingeniero de diseño elegir el tamaño de los principales parámetros del deshidratador cuando se dispone de pocos o bien ningún dato de laboratorio. Este procedimiento no proporciona las dimensiones globales de un deshidratador, pues debe incluir las secciones de separación de gas y de salida agua libre. Sin embargo, sí provee un método para especificar la capacidad para los tubos de calentamiento y el tamaño mínimo para la sección de coalescencia, además proporciona al ingeniero las herramientas necesarias para evaluar las propuestas disponibles de los proveedores.

4.4.2 Dimensionamiento de FWKO

Arnold (1998) propone la siguiente metodología para realizar el dimensionamiento inicial de deshidratadores tipo FWKO y tiene como propósito complementar los cálculos de dimensionamiento de equipos, por ello no sustituye el criterio del operador. No se debe perder de vista que el tipo de y el tamaño del equipo se deben a las condiciones individuales de operación, es decir, se deben considerar las funciones y requerimientos del equipo, incluyendo los factores de incertidumbre en el diseño de gastos y propiedades de los fluidos. Éste método no sustituye las buenas evaluaciones técnicas hechas por el ingeniero de diseño, ya el equilibrio entre tamaño de fábrica y los detalles e incertidumbres en los

parámetros de diseño no se debe dejar a las recomendaciones o reglas del fabricante.

✓ Separador horizontal

Para el tamaño de un separador de tres fases horizontal es necesario especificar un diámetro y una longitud de costura a costura de recipiente. Las consideraciones de capacidad de gas y tiempo de retención limitan solo a ciertas combinaciones aceptables entre el diámetro y la longitud y la necesidad de manejar gotas de agua de 500 micras en el aceite limita a un diámetro máximo.

• Capacidad de gas

La restricción de la capacidad de gas se da en la siguiente fórmula, discutida en el capítulo 3:

$$dL_{\text{eff}} = 420 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \quad (4-49)$$

Donde: d = diámetro interno de separador, pg

L_{eff} = longitud efectiva del separador, ft

T = temperatura de operación, °R

Q_g = gasto de gas, MMscfd

P = presión de operación, psia

Z = factor de compresibilidad del gas

C_D = coeficiente de arrastre

d_m = diámetro de las gotas de aceite en el gas, micras

ρ_g = densidad del gas, lb/ft³

ρ_l = densidad del líquido, lb/ft³

• Tiempo de retención

La restricción de tiempo de retención se obtiene de otra ecuación que proporciona combinaciones aceptables de d y L_{eff} .

$$d^2 L_{\text{eff}} = 1.42 [(Q_w)(t_r)_w + (Q_o)(t_r)_o] \quad (4-50)$$

Donde: Q_w = gasto de agua, bpd

$(t_r)_w$ = tiempo de retención del agua, min

Q_o = gasto de aceite, bpd

$(t_r)_o$ = tiempo de retención del aceite, min

- Ecuación de asentamiento

El requerimiento para que las gotas de agua 500 micras sean capaces de asentarse fuera de la fase de aceite establece un espesor máximo para la fase de aceite dado por la siguiente fórmula:

$$h_o = \frac{0.00128(t_r)_o(\gamma_o)d_m^2}{\mu} \quad (4-51)$$

La **ecuación 4-52** es el espesor máximo de la fase aceite y que aún permitir que las gotas de agua se asienten en el tiempo $(t_r)_o$.

Para $d_m=500$ micras:

$$(h_o)_{\max} = 320 \frac{(t_r)_o(\gamma_o)}{\mu} \quad (4-52)$$

Para un tiempo de retención de aceite y de agua dados la restricción del espesor máximo de la fase de aceite establece un diámetro máximo del separador, de acuerdo con el siguiente procedimiento:

1. Calcular $(h_o)_{\max}$
2. Calcular la fracción del área de sección transversal del recipiente ocupada por la fase de agua., está dado por:

$$\frac{A_w}{A} = 0.5 \frac{(Q_w)(t_r)_w}{(Q_w)(t_r)_w + (Q_o)(t_r)_o} \quad (4-53)$$

3. Determinar el coeficiente β de la Figura 4-.
4. Calcular d_{\max} de:

$$d_{\max} = \frac{(h_o)_{\max}}{\beta} \quad (4-54)$$

Donde: $\beta = \frac{h_o}{d}$

Cualquier combinación de d y L_{eff} que satisface las tres **ecuaciones 4-49, 4-50 y 4-51** cumplirá los criterios necesarios.

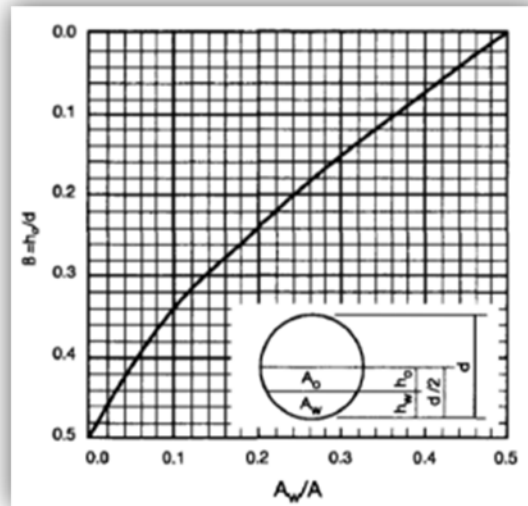


Figura 4-30. Coeficiente β para un cilindro lleno a la mitad de líquido

- Longitud de costura a costura y relación de esbeltez

La longitud de costura a costura puede estimarse a partir de la longitud efectiva utilizando las mismas fórmulas que para los separadores de dos fases. Cuando la capacidad de gas gobierna el dimensionamiento, la relación de esbeltez debe limitarse a menos de 4 o 5 para prevenir el arrastre de líquido en la interfase de gas y líquido, si el dimensionamiento del separador se basa en la capacidad de líquido una relación de esbeltez mayor es aceptable. Existe la posibilidad de generar ondas internas en la interfase aceite-agua, por ello, a menos que se lleve a cabo un estudio más elaborado, se recomienda elegir una relación de esbeltez menor de 4. La mayoría de separadores horizontales de tres de fases tienen relaciones de esbeltez entre 3 y 5.

- ✓ Procedimiento para dimensionar separadores horizontales de tres fases
 1. Seleccionar un $(t_r)_o$ y $(t_r)_w$
 2. Calcular $(h_o)_{max}$, si no hay más información disponible utilizar 500 micras para el diámetro de las gotas.

$$h_o = \frac{0.00128(t_r)_o(\gamma_o)d_m^2}{\mu}$$

3. Calcular $\frac{A_w}{A}$

$$\frac{A_w}{A} = 0.5 \frac{(Q_w)(t_r)_w}{(Q_w)(t_r)_w + (Q_o)(t_r)_o}$$

4. Determinar $\beta = \frac{h_o}{d}$ de la curva
5. Calcular d_{\max}

$$d_{\max} = \frac{(h_o)_{\max}}{\beta}$$

Nota: d_{\max} depende de (Q_w) , $(t_r)_w$, (Q_o) y $(t_r)_o$

6. Calcular las combinaciones de d y L_{eff} para d menor que d_{\max} que satisfacen la restricción de capacidad de gas. Si no hay más información disponible, utilizar diámetro de la gota de 100 micras

$$dL_{\text{eff}} = 420 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2}$$

7. Calcular las combinaciones de d y L_{eff} para d menor que d_{\max} que satisfacen la restricción de tiempo de retención para aceite y agua.

$$d^2 L_{\text{eff}} = 1.42 [(Q_w)(t_r)_w + (Q_o)(t_r)_o]$$

8. Estimar la longitud de costura a costura

$$L_{ss} = L_{\text{eff}} + \frac{d}{12} \text{ para capacidad de gas}$$

$$L_{ss} = \frac{4}{3} L_{\text{eff}} \text{ para capacidad de líquido}$$

9. Seleccionar un diámetro y una longitud razonable, recordando que la relación de esbeltez ($12L_{ss}/d$) en este caso esta comúnmente entre valores de 3 y 5.

✓ Separador vertical

Al igual que con los separadores verticales de dos fases, en los separadores de tres fases se debe asumir un diámetro mínimo para asegurar la capacidad de gas adecuada y además para permitir que las gotas de agua de 500 micras se asienten, mientras que la altura del separador se determina a partir de consideraciones de tiempo de retención.

- Capacidad de gas

La restricción de la capacidad de gas se da en la siguiente fórmula, discutida en el capítulo 3:

$$d_{\min}^2 = 5,040 \left[\frac{T Z Q_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \quad (4-55)$$

- Ecuación de asentamiento

El requerimiento para el asentamiento de las gotas de agua en el aceite demanda satisfacer la siguiente ecuación:

$$d^2 = 6,690 \frac{Q_o \mu}{\gamma_o d_m^2} \quad (4-56)$$

Para gotas de 500 micras de diámetro la **ecuación 4-56** se convierte:

$$d^2 = 0.0267 \frac{Q_o \mu}{\gamma_o} \quad (4-57)$$

- Tiempo de retención

$$h_o + h_w = \frac{(Q_o)(t_r)_o + (Q_w)(t_r)_w}{0.12 d^2} \quad (4-58)$$

Donde: h_o = altura de la fase de aceite, in

h_w = altura de la fase de agua, in (bajo la interfase)

- Longitud de costura a costura y relación de esbeltez

Como en el caso de un separador vertical de dos fases, la longitud de costura a costura (LSS) se puede calcular a partir de que se eligen h_o y h_w . Para los fines de selección se puede suponer que LSS es el mayor de los dos valores en las ecuaciones siguientes:

$$L_{SS} = \frac{h_o + h_w + 76}{12} \quad (4-59)$$

$$L_{SS} = \frac{h_o + h_w + d + 40}{12} \quad (4-60)$$

Donde d es el diámetro mínimo para la capacidad de gas.

Cualquier d mayor que el calculado por las **ecuaciones 4-55** y **4-56** y que satisface la **ecuación 4-58** es aceptable, éste diámetro debe ser elegido con relación de esbeltez inferior a 4. La mayoría de los separadores de tres fases verticales tienen relaciones de esbeltez del orden de 1.5 a 3 para mantenerse dentro de las restricciones de altura.

✓ Procedimiento para dimensionar separadores verticales de tres fases

1. Calcular el diámetro mínimo requerido para que las gotas de agua caigan a través de la fase de aceite. Si no hay más información disponible, utilizar gotas de 500 micras de diámetro.

$$d^2 = 6,690 \frac{Q_o \mu}{\gamma_o d_m^2}$$

Para gotas de 500 micras de diámetro:

$$d^2 = 0.0267 \frac{Q_o \mu}{\gamma_o}$$

2. Calcular el diámetro mínimo requerido para que las gotas de aceite caigan a través de la fase de aceite. Si no hay más información disponible, utilizar gotas de 100 micras de diámetro.

$$d^2 = 5,040 \left[\frac{T Z Q_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2}$$

3. Utilizar el valor más grande las dos ecuaciones anterior como d_{\min}
4. Selecciona $(t_r)_o$ y $(t_r)_w$, y resolver $h_o + h_w$ para varios d

$$h_o + h_w = \frac{(Q_o)(t_r)_o + (Q_w)(t_r)_w}{0.12 d^2}$$

5. Estimar la longitud costura a costura utilizando el mayor valor de d

$$L_{ss} = \frac{h_o + h_w + 76}{12}$$

$$L_{ss} = \frac{h_o + h_w + d + 40}{12}$$

6. Seleccionar un diámetro y una longitud razonable, recordando que la relación de esbeltez ($12 L_{ss}/d$) en este caso esta comúnmente entre valores de 1.5 y 3.

4.5 OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO

En este capítulo se discutirá de manera separada la operación, el mantenimiento preventivo y la reparación de averías.

4.5.1 Operación

Para cada instalación deben desarrollarse e implementarse las normas y procedimientos de seguridad más completos y adecuados, estos procedimientos y/o instrucciones de emergencia deben colocarse en lugares apropiados visibles para todo el personal. Los deshidratadores electrostáticos requieren especial atención en sus fuentes de riego, entre ellos el interruptor de encendido debe tener un bloqueo, ya que sin darse cuenta éste podría activarse cuando una unidad está inactiva y podría electrocutar a los trabajadores.

Las operaciones corrientes arriba tales como acidificación en los pozos, la limpieza de ductos mediante diablos, etc., a menudo producen problemas de emulsión graves, por ello se recomienda emplear un procedimiento de seguridad adecuado. Para evitar molestias después de la acidificación de un pozo, el aceite debe fluir primero a un tanque independiente para tratar la presencia de ácido.

La densidad del aceite en el tanque de almacenamiento puede ser mejorada por:

1. Tratamiento a la temperatura más baja posible.
2. Manteniendo todas las recolectoras y válvulas de contrapresión en buenas condiciones de operación
3. Anular la mayor cantidad de contrapresiones como sea posible.
4. Vender aceite con la mayor frecuencia posible

La corrosión debe de ser reducida por el recubrimiento interno y externo del equipo, recordando que cualquier recubrimiento es tan bueno como su aplicación. Todos los recubrimientos deben de ser inspeccionados a detalle. Los ánodos galvánicos protegen los recubrimientos contra raspaduras.

4.5.2 Mantenimiento preventivo

NATCO recomienda los siguientes mantenimientos preventivos:

1. Revisión diaria

- Bomba de químicos y gasto de inyección de éstos: girar las válvulas de 1/8 una vuelta en la dirección de cierre y después de nuevo colocarlas en la posición inicial para prevenir la acumulación de parafinas u otras partículas sólidos.
- Enjuagar el vidrio del medidor y revisar si las lecturas de nivel son correctas.
- Purgar el gas de los reguladores.
- Revisar las lecturas de presión y temperatura del deshidratador.

2. Revisión semanal

- Abrir los drenadores del fondo y permitir que salgan los sedimentos
- Revisar el calibre de las tuberías
- Limpiar el vidrio del medidor de nivel si es necesario
- Drenar el fondo del depurador del gas para combustible

3. Revisión mensual

- Revisar el quemador, que el piloto este prendido y los retenedores de la flama.
- Limpiar si se tienen partículas debido a una mala combustión.
- Ver si el quemador está centrado en el tubo de calentamiento de manera que la llama no esté volcada contra la pared del tubo.
- Limpiar el filtro de suministro de combustible si está sucio u oxidado.
- Lubricar el empaque en la conexión de desplazamiento del diafragma.
- Revisar la calibración de los medidores de presión, temperatura y de nivel.
- Si la unidad está localizada costa fuera, revisar continuamente las válvulas de alivio y repararlas si es necesario (en tierra las válvulas de alivio son revisadas con menor frecuencia).

4. Revisión anual

- Limpiar los filtros y remplazarlos si éstas están sucias.
- Inspeccionar los aditamentos internos como las placas Performax o Dixon. Performax.
 - Limpiarlas si están sucias.
 - Checar el mecanismo de flotación del depurador de gas y ver si este detiene el flujo del combustible.
 - Remover los tubos de calentamiento, inspeccionarlos y limpiarlos si así se requiere. Si se manejan crudos pesados se requiere inspección cada seis meses.
 - Remplazar los ánodos galvánicos, ya que no duran mucho tiempo
 - Revisar, probar y calibrar todas las válvulas, medidores y controladores de nivel de líquido.

4.5.3 Reparación de averías

Cambios frecuentes en las operaciones de campo provocan averías, cuando éstas se presentan se debe de revisar si existen:

1. Cambios de composición en el flujo de alimentación.
2. Cualquier cambio en las actividades corriente arriba: reparación de pozos, operaciones de fondo del pozo, limpieza de tuberías mediante diablos, circulación en el fondo del tanque, raspado de parafina, etc.

A continuación se enlistan los malos funcionamientos en los equipos y sus causas más comunes (NATCO 1993):

1. El agua entra al tanque de almacenamiento.
 - Gastos de flujo excesivo hacia el tanque.
 - Baja temperatura en alguna etapa de tratamiento: el piloto del quemador se apagaron.
 - Incorrecta adición de demulsificante: revisar la bomba de alimentación, tanque de alimentación vacío, ruptura de la línea, una mala válvula de retención.
 - Insuficiente tiempo de retención.
 - Suciedad en los filtros.
 - Apagado de la unidad electrostática.

2. Formación de emulsiones en el deshidratador.

- Revisar el listado que se presenta arriba donde se menciona el agua que entra al tanque de almacenamiento.
- Revisar si hay deslizamiento en la bomba, bombeo de gas, cavitación y otras averías corriente arriba.
- Revisar la acumulación de los sedimentos en la interface aceite-agua.
- Apagado de la unidad electrostática.

3. Deposición de parafina en el deshidratador

- Baja temperatura de tratamiento

4. Formacion de incrustaciones

- Limpiar más frecuentemente
- Agregar agentes secuestrantes
- Insertar un deshidratador FWKO corriente arriba.

5. Perdida de nivel de agua

- Baja presión de gas, válvula de contrapresión demasiado baja o con fugas.
- Agujeros en el tubo interior del sifón para agua
- Formación de emulsiones en el deshidratador.
- Introducción de agua dulce
- Taponamiento del deshidratador.
- Válvula de aceite atascada
- Taponamiento en la línea de descarga de aceite
- Gastos excesivos de flujo en el deshidratador.
- Fugas en la valvula de agua.

4.6 EJEMPLOS DE DISEÑO

Ejemplo 4-1. Deshidratador de calor

Corriente de alimentación

Gastos: 1,000 bpd de aceite de 30 °API
 1,000 bpd de agua
 RGA= 500
 $C_{\text{p aceite}} = 150 \text{ Btu}$
 $C_{\text{p agua}} = 350 \text{ Btu}$

Temperatura de campo = 90°F

Asumir:

1. Temperatura de tratamiento = 165 °F **(Figura 4-28)**
2. Agua entrante = 14% **(Figura 1-19)**
3. Se extrae del deshidratador el 60% del agua libre por debajo de los tubos de calentamiento.
4. Las pérdidas de calor son de 2%

$$\text{bwpd retenidos}/(\text{bopd} + \text{bwpd retenidos}) = 0.14$$

$$\text{bwpd retenidos} = 0.14(1,000)/(1.00 - 0.14) = 163$$

$$\text{bwpd calentados} = 163 + (0.40)(1,000 - 163) = 498$$

El tratador calentara 163 bpd de aceite y 498 bpd de agua de 90 a 165 ° F.

$$\begin{aligned} \text{Calor Requerido} &= [(\text{bopd})(C_{\text{p aceite}}) + (\text{bwpd})(C_{\text{p agua}})](\Delta T)(1 + 0.02) \\ &= [(1,000)(150) + (498)(350)](165 - 90)(1.02) \\ &= 24,800,000 \text{ Btu/day} = 1.03 \text{ MMBtu/hr} \end{aligned}$$

Notas:

1. Longitud del revestimiento \pm 6 pulgadas
2. Mínima presión de diseño = 50 psi
3. Las capacidades de aceite para 60 min de retención
 Los tiempos de retención pueden variar de 30 min (>40 °API) a 100 min (15 °API)
4. Las capacidades de agua para 30 min de retención
 Los tiempos de retención pueden variar de 15-30 min
5. La viscosidad máxima a la temperatura de tratamiento es de 25 a 30 cp.
6. Máxima RGA = 1000 ft³/ Bls

Deshidratador de calor vertical

Seleccionar calentador de 8 ft de diámetro por 20 ft de largo (**Tabla 4-7**)

Deshidratador de calor horizontal

Se selecciona calentador de 8 ft de diámetro por 15 de largo (**Tabla 4-8**)

Se verifica la capacidad; gasto de tratamiento 36 bpd/ft² (**Figura 4-28**)

Área de coalescencia requerida = $1,000/36 = 27.8 \text{ ft}^2$

El deshidratador horizontal de 8 ft x 15 ft tiene un area de asentamiento en el diámetro de la sección de tratamiento = $(D)(L)/2 = (8)(15)/2 = 60 \text{ ft}^2$

Ejemplo 4-2. Deshidratador Electrostático

Temperatura de tratamiento = 130° (**Figura 4-19**)

$$\begin{aligned}
 \text{Requerimiento de calor} &= [(bopd)(c_{\text{paseite}}) + (bwpd)(c_{\text{pagua}})](\Delta T)(1 + 0.02) \\
 &= [(1,000)(150) + (498)(350)](130 - 90)(1.02) \\
 &= [(150,000) + (174,300)](40)(1.02) \\
 &= (324,300)(40.8) \\
 &= 13,231,440 \text{ Btu/día} = 551.31 \text{ MBtu/hr}
 \end{aligned}$$

Criterio de selección

1. 1,000 bopd.
2. 1,000 bwpd.
3. 500 Mscf/d.
4. 500 MBtu/hr.

Selección del deshidratador de térmico electrostático (**Tabla 4-7**)

Ø_{int}=8 ft.

Longitud= 15 ft.

Capacidad: gasto de tratamiento = 73 bopd/ft² (**Figura 4-19**)

Área requerida = $1,000 / 73 = 13.7 \text{ ft}^2$

Deshidratador Horizontal de 6 pies x 15 pies y el diámetro de la sección del tratamiento con un área de = $[(D)(L)] / 2 = [(6)(15)] / 2 = 45 \text{ ft}^2$

Ejemplo 4-3. Campo eléctrico crítico

Calcular el campo eléctrico que puede soportar 3 gotas de agua de 100, 200 y 300 micras de diámetro suspendidas en aceite antes de que ésta rompan.

Consideraciones:

Temperatura: 150 °C

$\epsilon_0 = 2.2$

$\gamma = 0.7$

UOP $k = 12.81$

Solución:

$$\sigma_w = -3.07 \times 10^{-4} \times 150^2 - 1.36 \times 10^{-1} \times 150 + 75.6 = 48.29 \text{ mN/m}$$

$$T_b = \frac{(0.7 \times 12.81)^3}{1.8} = 341.05 \text{ °K}$$

$$T_{cr} = 19.0623 \times 341.05^{0.58848} \times 0.7^{0.3596} = 508.88 \text{ °K}$$

$$P_{cr} = 8.0210 \times 10^8 \times 341.05^{-2.3125} \times 0.7^{2.3201} = 430.20 \text{ psia}$$

$$(T_b)_r = \frac{341}{508.88} = 0.67$$

$$BB = 0.1196 \left[1 + \frac{0.67 \times \ln\left(\frac{430.20}{14.696}\right)}{1-0.67} \right] - 0.279 = 0.66$$

$$T_r = \frac{423.15}{508.88} = 0.83$$

$$\sigma_o = 1.682 \times 10^{-1} \times 430.20^{2/3} \times 508.88^{1/3} \times 0.66(1 - 0.83)^{11/9} = 5.74 \text{ mN/m}$$

$$\sigma_{o/w} = 48.29 - 5.74 = 42.55 \text{ mN/m}$$

Ahora se calcula el campo eléctrico máximo para las gotas de diferentes diámetros

$$E_c = 0.67 \sqrt{\frac{42.55}{2.2 \times 8.85 \times 10^{-12} \times 100}} = 99051.08 \text{ V/m} = 99.05 \text{ kV/m}$$

$$E_c = 0.67 \sqrt{\frac{42.55}{2.2 \times 8.85 \times 10^{-12} \times 200}} = 70039.69 \text{ V/m} = 70.03 \text{ kV/m}$$

$$E_c = 0.67 \sqrt{\frac{42.55}{2.2 \times 8.85 \times 10^{-12} \times 300}} = 57187.17 \text{ V/m} = 57.19 \text{ kV/m}$$

Ejemplo 4-3. Dimensionamiento de un deshidratador horizontal

Se tiene: Densidad del aceite= 30 °API, $\gamma=0.875$
 Gasto de aceite= 5,000 bpd
 Temperatura de entrada del aceite= 80 °F
 Densidad del agua= 1.04
 BS & W de entrada= 10%
 BS & W de salida= 1%

1. Ecuaciones de asentamiento. Temperaturas de tratamiento: 80 °F, 100 °F y 120 °F

Temperatura del tratamiento	80 °F	100 °F	120 °F
$(\gamma_w - \gamma_o)$	0.165	0.165	0.165
μ_o	40	15	9
d_m	503	394	346
dL_{eff}	2,098	1,283	998

2. Ecuaciones de tiempo de retención. Cálculos de d y L_{eff} con tiempos de retención menores de 20 minutos.

$$d^2L_{eff} = 20 (5,000)/1.05 = 95,238$$

El área sombreada de la **Figura 4-29** representa combinaciones de d y L_{eff} con t_r menor de 20 minutos.

3. Requerimientos de calor

$$q = (15)(5,000)(\Delta T)[(0.5)(0.875) + 0.1]$$

$$q = 40,312.5(\Delta T)$$

Sustituyendo los valores de las temperaturas del tratamiento de 80 °F, 100 °F y 120 °F, además sustituyendo el valor de la temperatura inicial del aceite de 80 °F los valores de requerimiento de calor son 0, 0.80, y 1.61 MMBtu/h.

4. Selección. Elegir cualquier combinación de d y L_{eff} que no esté en el área sombreada y leer el valor correspondiente de la temperatura de tratamiento.

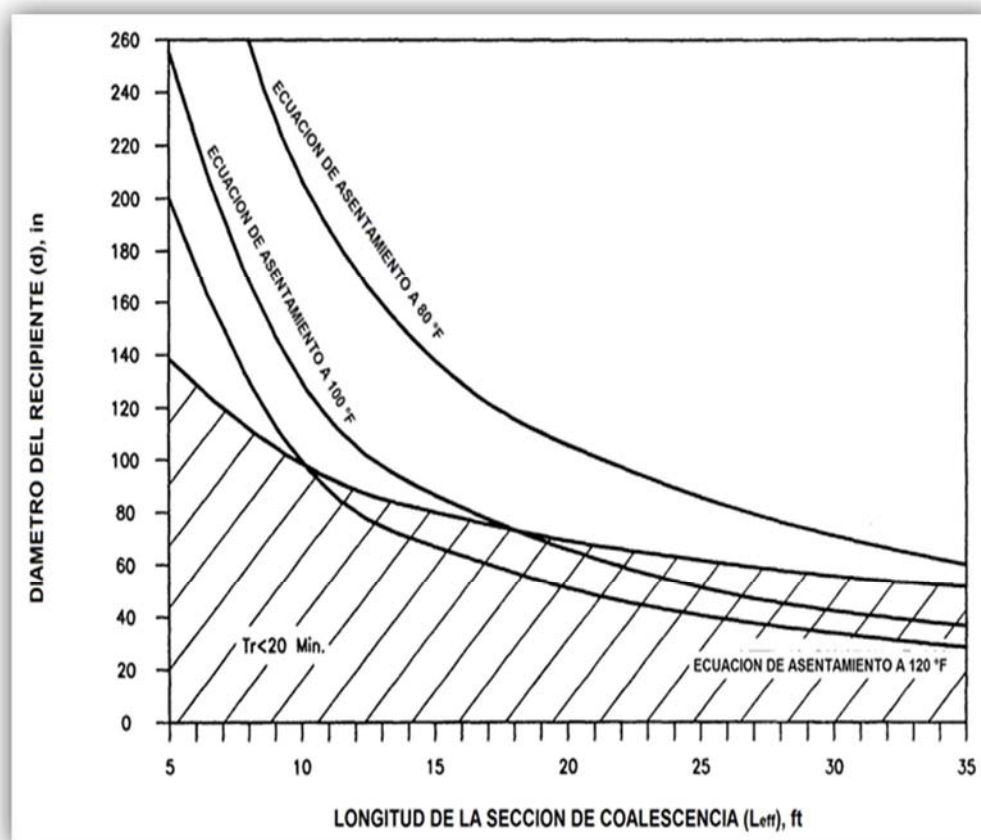


Figura 4-31. Dimensiones de un recipiente horizontal

La solución correspondiente es:

Temperatura del tratamiento °F	d , in	L_{eff} , ft	Requerimiento de calor, MMBtu/h
80 °F	144	15	0.00
	120	18	
	96	22	
100 °F	96	14	0.80
	72	20	
120 °F	96	10	1.61
	72	20	

Una solución económica sería un tratador de 72 pulgadas de diámetro con una sección de coalescencia de 20 pies y una capacidad de los tubos calentadores de 0.80 MMBtu. Dada la naturaleza empírica de los procedimientos de diseño, el crudo posiblemente podría ser tratado a 80 °F y la capacidad adicional de los tubos de calentamiento permitirá una temperatura de 100 °F si es requerida por las condiciones de campo.

Ejemplo 4-4. Dimensionamiento de un deshidratador vertical

Se tiene: Densidad del aceite= 40 °API, $\gamma=0.825$
 Gasto de aceite= 2,000 bpd
 Temperatura de entrada del aceite= 90 °F
 Densidad del agua= 1.04
 BS & W de entrada= 10%
 BS & W de salida= 1%

1. Ecuaciones de asentamiento. Temperaturas de tratamiento: 80 °F, 100 °F y 120 °F

Temperatura del tratamiento	90 °F	100 °F	120 °F
$(\gamma_w - \gamma_o)$	0.215	0.215	0.215
μ_o	7.0	5.1	3.3
d_m	325	301	270
dL_{eff}	64	59	53

2. Ecuaciones de tiempo de retención. Cálculos de d y h con tiempos de retención menores de 20 minutos.

$$d^2L_{eff} = 20 (2,000)/0.12 = 333,333$$

El área sombreada de la **Figura 4-30** representa combinaciones de d y L_{eff} con t_r menor de 20 minutos.

3. Requerimientos de calor

$$q = (15)(2,000)(\Delta T)[(0.5)(0.825) + 0.1]$$

$$q = 15,375(\Delta T)$$

Sustituyendo los valores de las temperaturas del tratamiento de 90 °F, 100 °F y 120 °F, además sustituyendo el valor de la temperatura inicial del aceite de 90 °F los valores de requerimiento de calor son 0, 0.15, y 0.46 MMBtu/h.

4. Selección. Elegir cualquier combinación de d y h que no esté en el área sombreada y leer el valor correspondiente de la temperatura de tratamiento.

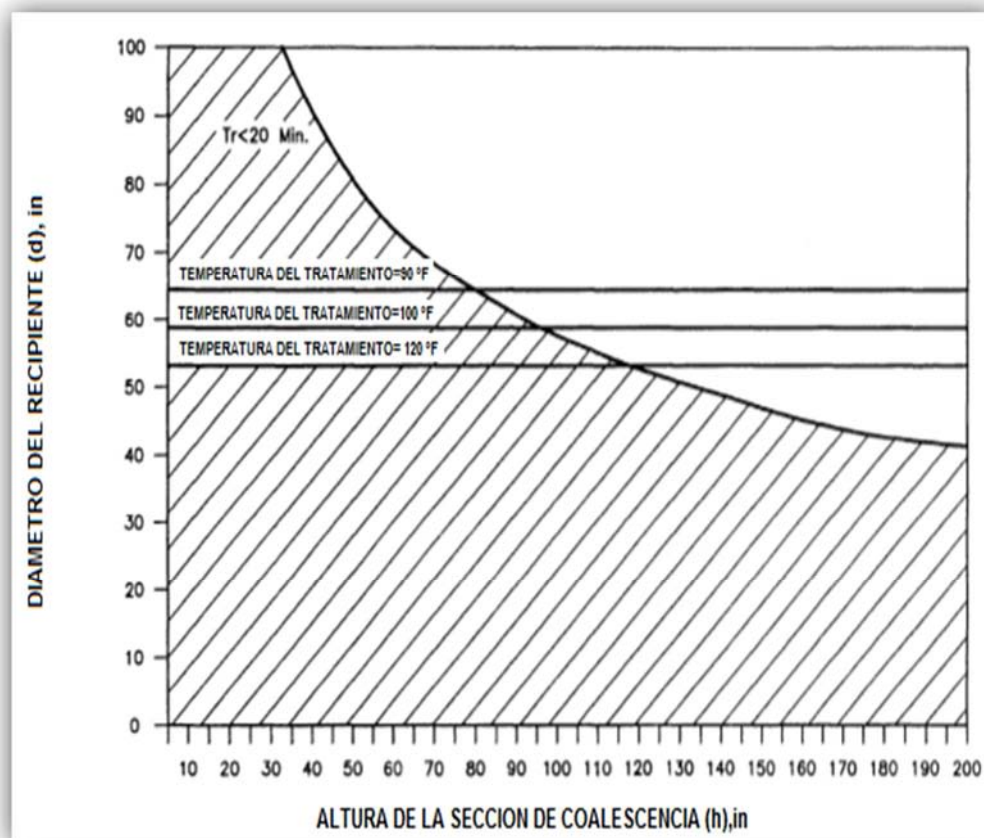


Figura 4-32. Dimensiones de un recipiente vertical.

La solución correspondiente es:

Temperatura del tratamiento °F	d , in	h , in	Requerimiento de calor, MMBtu/h
120 °F	53	120	0.46
100 °F	59	100	0.15
90 °F	64	90	0.00

Una solución económica sería un recipiente de 60 pulgadas de diámetro con una sección de coalescencia de 100 pulgadas de altura y una capacidad de los tubos calentadores de 0.15 MMBtu. La capacidad adicional de los tubos de calentamiento permitirá una temperatura de 100 °F si es requerida por las condiciones de campo.

Ejemplo 4-5. Análisis económico aplicado a un caso de tratamiento térmico.

Heiman et al. (1983) realizaron un análisis para determinar los efectos de disminuir la temperatura en un sistema para tratamiento térmico a partir de la producción real de aceite y gas y la producción estimada a partir de la simulación durante un año, los resultados de dicho análisis fueron los siguientes:

Año	1982	1983	Diferencia
Temperatura del tratamiento	120 °F	100 °F	-20 °F
Aceite			
Real bopd	20,632	20,847	+215
Estimada bopd	20,614	20,931	+317
Densidad real °API	33.4	33.9	+0.5
Densidad estimada °API	33.2	33.9	+0.7
Gas			
Real MMscfd	10.04	8.80	-1.24
Estimada MMscfpd	8.74	8.32	-0.42

Los cálculos económicos fueron realizados utilizando los precios de julio de 1994 en los Estados Unidos.

Componente	Producción a:		Diferencia	Precio (Dls/Mscf o Dls/gal)	Perdidas (Dls/hr)
	120 °F	100 °F			
Metano (Mscfh)	163	162	1	1.65	1.65
Etano (gal/hr)	1,835	1,802	33	0.20	6.44
Propano (gal/hr)	1,653	1,527	126	0.29	36.54
Butano (gal/hr)	1,086	930	156	0.36	56.16
C5+ (gal/hr)	1,251	968	283	0.39	110.37

Evaluación incremental:

Pérdida de ingresos por NGL (ligeros o condensados) = 211.16 dls/hr = 5,067.84 dls/día

Ingresos por aceite = 317 bbl/día x 18.75 dls/bbl = 5,943.75 dls/día

Ingresos por gas = 125 Mscf/día / 18.75 dls/Mscfd = 206.25 dls/día

Ingresos por la mejora en la densidad del aceite:

20,931 bbl/día x 0.15 dls/(bbl•°API) x 0.7 °API = 2,197.75 dls/día

Aumento en ingreso diario = 3,279.91 dls/día

Estos resultados reflejan claramente que si se disminuye la temperatura habrá una menor pérdida de ligeros, por lo tanto las ganancias aumentarán por la venta de aceite.

Ejemplo 4-6. Dimensionamiento de un separador horizontal de tres fases

Dados: $Q_o=5,000$ bopd
 $Q_w=3,000$ bwpd
 $Q_g= 5$ MMscfd
 $P=100$ psia
 $T=90$ °F
 $\gamma_o=30$ °API
 $\gamma_w=1.07$
 $\gamma_g=0.6$
 $(t_r)_o=(t_r)_w=10$ min
 $\mu_o= 10$ cp

Solución:

1. Calcular la diferencia de densidades específicas

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5$$

$$\gamma_o = \frac{141.5}{30+131.5} = 0.876$$

$$\Delta\gamma = 1.07 - 0.876 = 0.194$$

2. Calcular la capacidad de gas, C_D de manera análoga para un separador de dos fases.

$$dL_{\text{eff}}=102$$

3. Obtener combinaciones de d y L_{eff} de la **Tabla 4-9** para la capacidad de gas.

Debido a que los valores de L_{eff} son bajos, el dimensionamiento no se basara en la capacidad de gas.

Tabla 4-9. Diámetro vs longitud efectiva para la capacidad de gas de un separador horizontal de tres fases

D Pg	L_{eff} Ft
60	1.7
72	1.4
84	1.2
96	1.1

4. Calcular el espesor máximo de la fase de aceite

$$\begin{aligned}(h_o)_{\max} &= \frac{0.00128(t_r)_o(\gamma_o)d_m^2}{\mu} \\ &= \frac{0.00128(10)(0.194)(500)^2}{100} = 62.1\end{aligned}$$

5. Calcular el diámetro máximo

$$d_{\max} = \frac{(h_o)_{\max}}{\beta}$$

De la **Figura 4-30**:

$$\beta = 0.271$$

$$d_{\max} = \frac{62.1}{0.271} = 24.16 \text{ pg}$$

6. Restricción del tiempo de retención

$$\begin{aligned}d^2 L_{\text{eff}} &= 1.42[(Q_w)(t_r)_w + (Q_o)(t_r)_o] \\ &= 1.42(10)(8,000) = 133,600\end{aligned}$$

7. Obtener combinaciones de d y L_{eff} de la **Tabla 4-10**.

8. Obtener la longitud de costura a costura de la **Tabla 4-10**.

$$L_{SS} = L_{\text{eff}} + \frac{d}{12}$$

$$L_{SS} = \frac{4}{3}L_{\text{eff}}$$

Tabla 4-10. Diámetro vs longitud efectiva para la restricción del tiempo de retención de líquido de un separador horizontal de tres fases

$$(t_r)_o = (t_r)_w = 10 \text{ min}$$

d Pg	L_{eff} ft	L_{SS} ft	$(12)L_{SS}/d$
60	31.6	42.1	8.4
72	21.9	29.2	4.9
84	16.1	21.5	3.1
96	12.3	16.4	2.1
108	9.7	13.0	1.4

9. Seleccionar un diámetro y una longitud razonable, recordando que la relación de esbeltez ($12L_{SS}/d$) en este caso esta comúnmente entre valores de 3 y 5.

10. Graficando los resultados y elegir un tamaño razonable que no viole la restricción de la capacidad de gas o el espesor de la fase de aceite. Las opciones posibles que se muestran en la **Figura 4-33** son:

- 90 pg x 20 ft
- 96 pg x 17 ft
- 102 pg x 15 ft

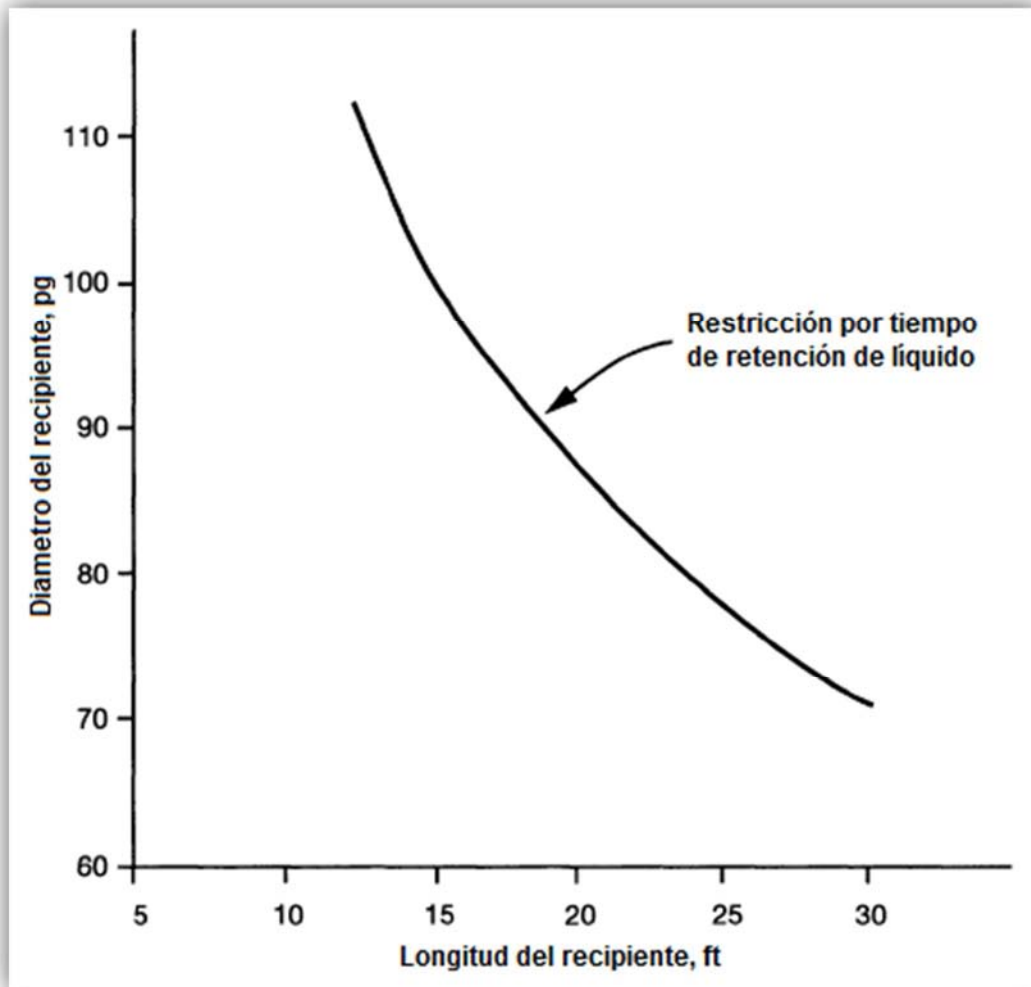


Figura 4-33. Separador de tres fases horizontal

Ejemplo 4-7. Dimensionamiento de un separador vertical de tres fases

Dados: $Q_o=5,000$ bopd
 $Q_w=3,000$ bwpd
 $Q_g=5$ MMscfd
 $P=100$ psia
 $T=90$ °F
 $\gamma_o=30$ °API
 $\gamma_w=1.07$
 $\gamma_g=0.6$
 $(t_r)_o=(t_r)_w=10$ min
 $\mu_o=10$ cp

Solución:

1. Calcular la diferencia de densidades específicas

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5$$

$$\gamma_o = \frac{141.5}{30+131.5} = 0.876$$

$$\Delta\gamma = 1.07 - 0.876 = 0.194$$

2. Calcular el diámetro mínimo para satisfacer la restricción de la capacidad de gas, calculando C_D de manera análoga para un separador de dos fases.

$$d_{\min} = 34.9 \text{ pg}$$

3. Calcular el diámetro mínimo para que las gotas de aguas se asienten

$$d_{\min}^2 = 6,690 \frac{Q_o \mu}{\gamma_o d_m^2}$$

$$= 6,690 \frac{(5,000)(10)}{(0.194)(500)^2} = 83.0 \text{ pg}$$

4. Restricción por el tiempo de retención

$$h_o + h_w = \frac{(Q_o)(t_r)_o + (Q_w)(t_r)_w}{0.12 d^2}$$

$$= \frac{(10)(5,000+3,000)}{0.12 d^2} = \frac{667,000}{d^2}$$

5. Obtener combinaciones de d y $h_o + h_w$ de la **Tabla 4-11** para diámetros mayores que d_{\min} .

Tabla 4-11. Diámetro vs longitud efectiva para la restricción del tiempo de retención de líquido de un separador vertical de tres fases
(t_r)_o=(t_r)_w=10 min

D Pg	$h_o + h_w$ pg	L_{ss} ft	$(12)L_{ss}/d$
84	94.5	18.2	2.6
90	82.3	17.7	2.4
96	72.3	17.4	2.2
102	64.1	17.2	2.0

6. Obtener la longitud de costura a costura de la **Tabla 4-11**.

$$L_{ss} = \frac{h_o + h_w + 76}{12}$$

$$L_{ss} = \frac{h_o + h_w + d + 40}{12}$$

7. Seleccionar un diámetro y una longitud razonable, recordando que la relación de esbeltez ($12L_{ss}/d$) en este caso esta comúnmente entre valores de 1.5 y 3.
8. Si es necesario, repita los pasos 6 a 10 para diferentes tiempos de retención y graficar.
9. Los tamaños razonables son:
- 90 pg x 15 ft
 - 96 pg x 12 ft

REFERENCIAS

- Manning, Francis S. y Thompson Richard E., Ph.D., P.E. 1995. Oilfield Processing. Crude oil. Vol. 2. Tulsa: PennWell Publishing Company.
- Alpha-Laval Oil Field Ltd (1992), "LEO The Ultimate in Produced Water Treatment", GB-Brentford, Meddx, England, U.K.
- Anisabel María Figuera García. 2009. Diseño de una Planta de desalación de crudo a escala banco, Universidad Simón Bolívar, Para optar al título de Ingeniero Químico. Pag.30-54.
- API RP 14C (1986), Recommended Practice for Analysis, Design, Installation and Testing of Basic Surface Safety Systems on Offshore Production Platforms, 4th ed., American Petroleum Institute, 1220 L Street, Washington, DC (November 1).
- API RP 14E (1991), Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems, 5th ed., American Petroleum Institute, 1220 L Street, Washington, DC (October 1).
- API (1987), Specification for Vertical and Horizontal Emulsion Treaters, Spec 12L, 3rd ed., American Petroleum Institute, 1220 L Street, Northwest, Washington DC 20005.
- ANSI B31.3 (1987), Chemical Plant and Petroleum Refining Piping, American National Standards Institute, New York, NY 10018.
- Arnold, K. and Stewart, M. "Oil and Water Separation". Surface Production Operations. Segunda Edición. Vol 1. Gulf Professional Publishing. 1998. pp. 160-193.
- ASME (1993), Boiler & Pressure Vessel Code, Section VIII Pressure Vessels, Fairfield, NJ 07007-2300.
- ASTM D 96, "Sediment and Water in Crude Oils by Centrifuge Method", American Society for Testing and Materials, Philadelphia, PA 19103.
- ASTM D 341, "Viscosity-Temperature Charts for Petroleum Products", American Society for Testing and Materials, Philadelphia, PA 19103.
- Bowman, R. W., W. D. Burton and J. A. Pryor (1977), "Statistically Designed Oil Dehydration Tests", S.P.E. Paper No. 6529, AIME, Dallas, TX.
- Burris, D. R. (1977), "Dual Polarity Oil Dehydration", Petroleum Engineer International, Vol. 49, No.9, p. 30 (August).
- Cho, A. Y. H. (1964), "Contact Charging of Micron-Sized Particles in Intense Electric Fields", Journal of Applied Physics, Vol. 35, No. 9, pp. 2561-2564 (September).
- Darwish, El. Al Sahhaf, TA. and Fahim, MA. "Prediction and correlation of surface tension of naphta reformate and crude oil". Vol 74. pp. 575 – 581.

- Doyle, Arnold D. Read Moffett, and Bernard Vonnegut (1964), "Behavior of Evaporating Electrically Charged Droplets", *Journal of Colloid Science*, Vol. 19, pp. 136-143.
- Eow, J. S. Ghadiri, M. Sharif, A. O. and Williams, T. J., "Electrostatic enhancement of coalescence of water droplets in oil: a review of the current understanding". *Chemical Engineering Journal*. 84, 2001. pp. 173 – 192.
- Eow, JS. and Ghadiri, M. "Electrostatic enhancement of coalescence of water droplets in oil: a review of the technology". *Chemical Engineering Journal*. 84, 2002. pp. 357 – 368.
- Eow, JS. and Ghadiri, M. "Motion, deformation and break-up of aqueous drops in oils under high electric fields". *Chemical Engineering and Processing*. 2003. pp. 259 – 272.
- Gidley, J.L. and H. R. Hanson (1974), "Central- Terminal Upset from Well Treatment is Prevented", *Oil & Gas Journal*, Vol. 72, No. 6, pp. 53056 (February 11).
- Graham, David E. and Alan Stockwell (1980), "Selection of Demulsifiers for Produced Crude Oil Emulsions", *European Offshore Petroleum Conference and Exhibition*, London, England (October 21-24).
- Hanzevack, E. L., J. L. Martin and J.B. Milliken (1980), "Four Steps are required for Accurate S&W Measurement", *Oil & Gas Journal* Vol. 78, No. 29, pp. 74-78 (July 21).
- Hendricks, C. D. (1973), *Electrostatic Imaging, Electrostatics & Its Application*, A. D. Moore (ed.), pp. 281-306, Wiley-Interscience, New York City, NY.
- Hertz, Darryl W. (1987), "New Degasser/Desurger Design Solves Gas Separation Problems", *SPE Production Engineering*, Vol. 2, No. 1, pp. 51-56, (February).
- Howell Training Company (1979), "Heater- Treaters", Houston, TX.
- Hudgins, C. M. (1992), "Chemical Treatments and Usage in Offshore Oil and Gas Production Operations", *Journal of Petroleum Technology*, Vol. 44, No. 5, pp. 604-611, (May).
- Koszman, I. "General Engineering Research and Development Desalter Design and Operating Guidelines". Exxon Engineering. Junio, 1974.
- Lucas, R. N. (1976), "Electrical Dehydration and Desalting of Crude Oils", *Proceedings Indonesian Petrol Assoc., 5th Annual Conf.*, pp. 263-274, Jakarta, Indonesia (June).
- Masliyah, J. H. and Bhattacharjee, S. "Electrokinetic and colloid transport phenomena". John Wiley & Sons, LTD. Segunda Edición. Estados Unidos, 2006.

- McGhee, E. (1965), "Big Wash Tanks Handle Record Volumes of Heavy-Oil Emulsion", Oil & Gas Journal, Vol. 63, No. 38, pp. 201-202 (September 20).
- Moran, William (1983), Personal Communication, The University of Tulsa, Tulsa, OK.
- NACE MR-01-75, "Material Requirement- Sulfide Stress Cracking Resistant Metallic Material for Oil Field Equipment", National Association of Corrosion Engineers, Houston, TX 77218.
- NACE RP-01-78 (1991), "Fabrication Details, Surface Finish Requirements, and Proper Design Considerations for Tanks and Vessels to Be Used for Immersion Service", Recommended Practice, National Association Service", Recommended Practice, National Association of Corrosion Engineers, Houston, TX.
- NACE RP-05-75, "Recommended Practice Design, Installation, Operation, and Maintenance of Interns Cathodic Protection Systems in Oil Treating Vessels", National Association of Corrosion Engineers, Houston, TX 77218.
- NACE MR-01-81, "Recommended Practice Liquid Applied Internal Protective Linings and Coatings for Oil Field Production Equipment", National Association of Corrosion Engineers, Houston, TX 77218.
- NATCO (1991), Technical Development Program, National Tank Company, 3810 S. 103 E Ave., Tulsa OK 74146.
- NATCO (1993), Personal Communication, National Tank Company, 3810 S. 103 E Ave., Tulsa OK 74146.
- Nöik, C. Chen, J. and Dalmazzone, C. "Electrostatic Demulsification on Crude Oil: A State of the art Review". International Oil & Gas Conference and Exhibition in China, 5-7 December 2006, Beijing, China. Society of Petroleum Engineers (SPE). 2006. Disponible en el sitio web: <http://www.spe.org/>. Consultado en abril del 2009.
- OCS Order No. 5 (1981), "Production Safety Systems", U.S. Department of the Interior, Washington, DC.
- Patrick José Rubio Soria, 2013. Análisis de operación de los deshidratadores electrostáticos en el CPF de Yuralpa Bloque 21 operado por Petroamazonas. Universidad Tecnológica Equinoccial. Ecuador, Quito.
- Pérez, B. and Garfias, FJ. "Deshidratación del crudo Maya mediante un campo eléctrico de corriente continua". Journal of the Mexican Chemical Society, julio- septiembre, año/vol 46, número 003. Sociedad Química de México. México, 2002. pp. 227-234. Disponible en el sitio web: <http://redalyc.uaemex.mx/redalyc/pdf/475/47546309.pdf>. Consultado en abril, 2009.

- Salager, J. L. (1990). "The Fundamental Basis for the Action of a Chemical Dehydrant", International Chemical Engineering, Vol. 30, No. 1, pp. 103-116 (January).
- Sivalls, C. Richard (1983), "Fundamentals of Oil Production Processing", 30th Annual Southwestern Petroleum Short Course, Lubbock, TX (April 27-28).
- Smith, H. Vernon and Kenneth E. Arnold (1987), "Crude Oil Emulsions", Chapter 19 in Petroleum Engineering Handbook, H. B. Bradley ed., SPE Richardson TX.
- Stewart, G. (1979), "Use of Free Water Knockout in Production Facilities", 26th Annual Southwestern Petroleum Short Course, pp. 1881-188, Texas Tech. Univ., Lubbocks, TX.
- Sublette, K. L., and F. L. Prestridge (1988), "Resolution of Emulsions with Multiple Electric Fields", U.S. Patent 4,804,453, Washington, DC.
- Sjoblom, J. "Emulsions and Emulsion Stability". Taylor & Francis Group, LLC. Estados Unidos, 2006.
- Svetgoff, James (1989), "Streamlining Your Demulsification Program", Petroleum Engineer International, Vol. 61, No. 9, pp. 48, 50 (September).
- Wallace, H. (1979), "Crude Oil Dehydration: A look at Methods and Costs", "World Oil, Vol. 189, No. 6, pp. 73-75 (November).
- West, P. T. (1976), "Wash Tank Treating Can Save Fuel, Reduce Fire Hazards", World Oil, Vol. 183, No. 22, pp 35-39 (August 1).
- Zemel, B. and R. W, Bowman (1978), "Residence Time Distribution in Gravity Oil-Water Separations", Journal Petroleum Technology, Vol. 30, No. 2, pp. 275-282 (February).

CAPITULO V

5. DESALADO DEL PETROLEO CRUDO

5.1 INTRODUCCIÓN

Como se discutió en los capítulos anteriores, las sales minerales pueden estar presentes en el petróleo crudo en varias formas; es decir, dispersas o en gotas emulsionadas de agua congénita o inyectada, las sales cristalinas solubles en agua, las partículas insolubles en agua de productos corrosivos o incrustaciones y compuestos orgánicos metálicos como las porfirinas o naftenatos, presentan un sinnúmero de problemas en equipos e instalaciones.

Después de la deshidratación o ruptura de la emulsión, el petróleo crudo aún contiene algo de sólidos y agua (S&W) como se mostró previamente, sedimentos de fondo y agua (BS&W), por lo que el tratamiento de la emulsión en campo (es decir, la adición de productos químicos desmulsificantes; calor, si es necesario, y quizá coalescencia electrostática, descritos más adelante) puede reducir el contenido de salmuera o S&W en el crudo de 0.1 a 1.0% en volumen de estos, este contenido consta de numerosas y muy pequeñas gotas dispersas (<10 μm) en todo el crudo (Abdel y Mohamed, 2003). Para la salinidad de la salmuera de yacimientos petrolíferos varía de agua dulce a casi la saturación (30% en peso o 300,000 ppm); sin embargo, normalmente está comprendida entre 20,000-150,000 ppm en peso (o de 2 a 15 % en peso) (Burriss, 1974), para comparar, el agua de mar contiene 30,000-43,000 ppm (3-4.3% en peso) de sólidos disueltos (o sal).

En circunstancias excepcionales cuando el S&W consta de salmuera saturada, los cristales sólidos de la sal también se pueden dispersar en el crudo; el contenido de sal del crudo se mide en libras de cloruros, expresado como *cloruro de sodio equivalente*, por cada mil barriles de crudo limpio (sin agua) o libras de sal/1,000 bbl o PTB (Manning, 1995), para fines prácticos encontramos en la literatura que 1 PTB= 2.8530 PPM y el equivalente de 1 PPM= 0.3505 PTB. El principio básico de la desalinización consiste en lavar la sal del crudo con agua, sin embargo, existen problemas que afectan la facilidad y eficiencia de separación, como las emulsiones entre el agua y el aceite, la mojabilidad de sólidos en suspensión, la separación del agua de lavado del aceite, así como el pH, la densidad, la viscosidad del petróleo crudo y el volumen de agua de lavado necesario por volumen de crudo. Los siguientes métodos de análisis se usan para determinar el contenido de sal en los petróleos crudos (James H. et al., 2001):

1. Valoración de HACH con nitrato de mercurio después de la extracción de agua de la sal.
2. Valoración potenciométrica después de la extracción de agua.
3. Valoración de Mohr con nitrato de plata después de la extracción de agua.
4. Valoración potenciométrica en un disolvente mixto.
5. Conductividad.

Aunque el método de la conductividad es el más ampliamente utilizado para el control del proceso, es probablemente el menos preciso de estos, por lo que siempre que se utilice debe ser estandarizado para cada tipo de crudo procesado.

Cuando el petróleo crudo es procesado en la refinería, la sal puede causar numerosos problemas de funcionamiento. Las acumulaciones de sal a la entrada y salida del equipo, provocan mala circulación y taponamiento, reducción de la tasa de transferencia de calor en los intercambiadores, aumento de la temperatura en el tubo de pared, así como en las conexiones a las bandejas del fraccionador y que los tubos de calentamiento se quemen. La salmuera también es muy corrosiva y representa una fuente de compuestos metálicos que pueden envenenar los catalizadores que son caros, especialmente en el craqueo de residuos e hidrotatamiento, por lo tanto, en la refinería por lo general se debe desalar los crudos que entren a menos de 1 PTB. Esta corrosividad de las salmueras producidas da como resultado las especificaciones en campos petroleros, el contenido de sal de crudo se debe reducir a 10-20 lb/1,000 bbl para el transporte en tanques y/o tuberías (Manning, 1995).

La desalación en el campo reduce la corrosión aguas abajo, mientras que el crudo es transportado ya sea en oleoductos o buques tanque, además, el agua del desalinizador puede, después de un tratamiento adecuado, ser inyectado de vuelta al yacimiento, esto resuelve las cuestiones de reciclaje y ambientales.

A continuación se presentan algunos conceptos básicos que hay dentro de la literatura sobre la desalación:

Desalado (*desalting*): Proceso mediante el cual se disminuye el contenido de sal de los hidrocarburos, generalmente los petróleos crudos. Este proceso reduce la corrosión de los equipos u otro tipo de instalaciones (PEMEX, pag.216).

Desaladora (*desalter*): Recipiente horizontal empleado para eliminar la sal del crudo de carga a la torre de destilación atmosférica. El crudo salado de tanques de almacenamiento es alimentado a la desaladora en donde también se alimenta condensado de vapor para formar una emulsión que posteriormente se

rompe separándose en el fondo la solución acuosa (rica en sal) la cual es drenada del recipiente. La ruptura de la emulsión se origina por el uso de electrodos instalados en el interior del equipo (PEMEX, pag.216).

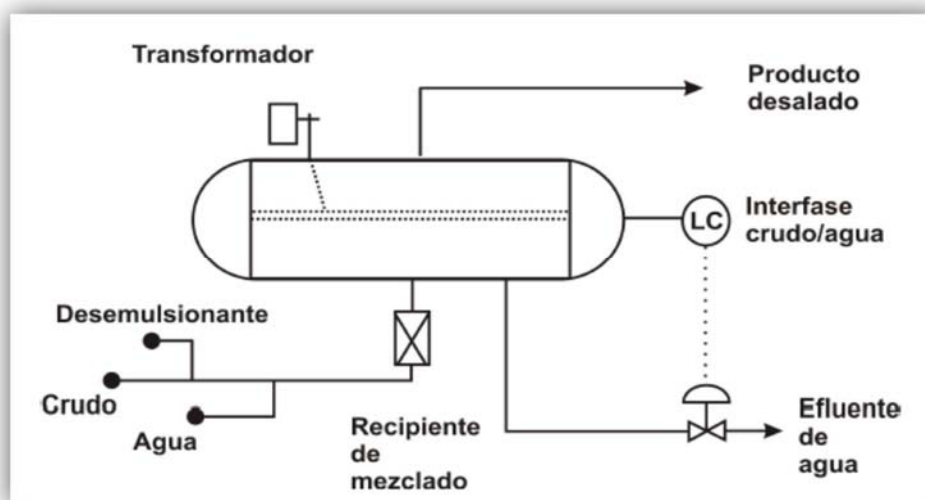


Figura 5-1. Desalador convencional.

Podemos encontrar variedad de estos equipos como son desalador químico, eléctrico (ac, ac/dc y gradiente de campo variable) o combinado de los anteriores (Abdel y Mohamed, 2003), como se muestran en las Figuras 5-2, 5-3 y 5-4.

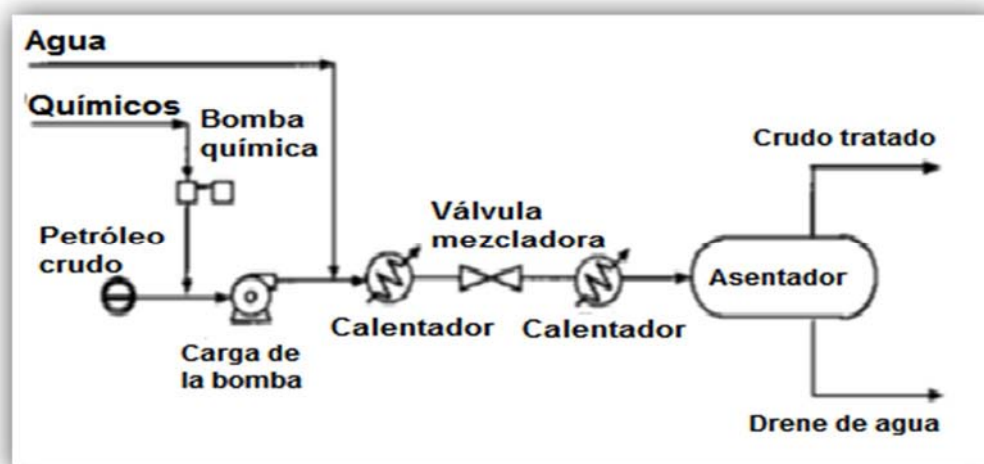


Figura 5-2. Proceso de desalación química.

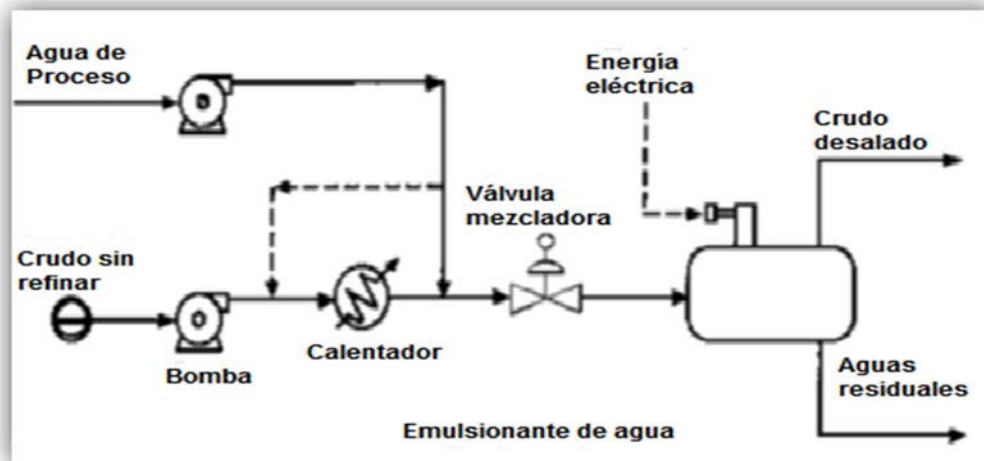


Figura 5-3. Proceso de desalación eléctrica.

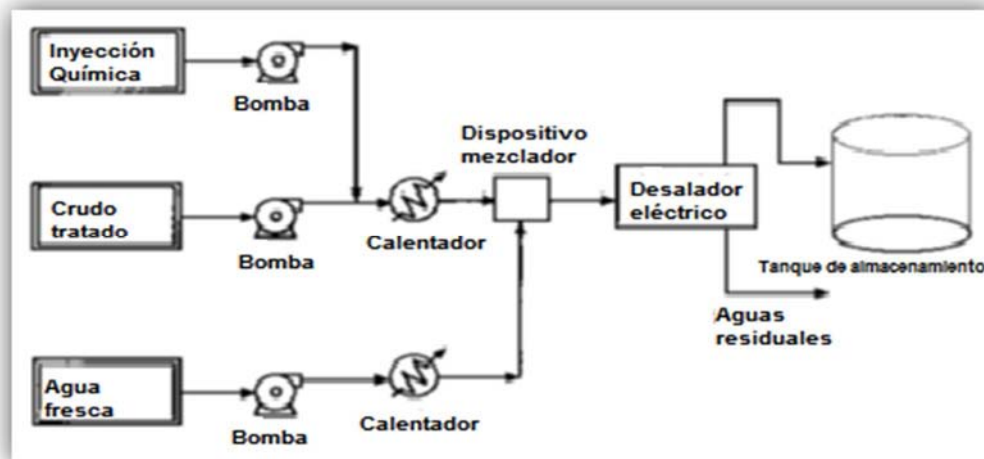


Figura 5-4. Proceso de desalación combinada.

Petróleo desalado (*desalted crude oil*): Petróleo al que se le ha eliminado la sal que viene disuelta en el agua, que generalmente acompaña al petróleo crudo. La presencia de sal ocasionaría corrosión e incrustaciones en el equipo e instalaciones donde se almacena y refina el petróleo. El desalado del petróleo crudo se efectúa tanto en los campos petroleros como en las refinerías con un equipo denominado desaladoras, en las cuales mediante la formación de una emulsión entre el crudo y el agua a una alta presión, se rompe la emulsión empleando productos químicos conjuntamente o no, con la generación de un campo eléctrico de alto potencial (de 16,000 a 35,000 voltios), eliminando la sal por la fase acuosa con una eficiencia del orden de 90 por ciento más. Se pueden utilizar varias etapas de desalado, si es necesario (PEMEX, pag.216).

El punto de oscuridad: Es el punto de baja temperatura cuando las ceras presentan en la mayoría de aceites pesados tienden a formar cristales que pueden atascar el filtro de combustible. La mayoría de proveedores de aceite pesado distribuyen combustible con el punto correcto de oscuridad para las condiciones de clima del área. Es otra preocupación con aceites pesados en temperaturas inferiores (Petroleum Extension, pag.36).

De lo anterior podemos decir que en la ausencia de cristales de sales sólidas, el contenido de sal del crudo (PTB) está directamente relacionada con el porcentaje de volumen de los S&W y la concentración de salmuera (ppm de NaCl) como muestra en la **ecuación 5-1 a 5-3** (Manning, 1995):

$$\text{lb sal} = (\text{bbl crudo}) \left(\frac{\text{bbl salmuera}}{\text{bbl crudo}} \right) \left(\frac{\text{lb salmuera}}{\text{bbl salmuera}} \right) \left(\frac{\text{lb sal}}{\text{lb salmuera}} \right) \quad (5-1)$$

Usando las bases convencionales de 1,000 bbl de crudo limpio (no hay S&W):

$$\text{PTB} = (1,000) \left(\frac{\% \text{ S\&W}}{100 - \% \text{ S\&W}} \right) (350 \gamma_{\text{salmuera}}) \left(\frac{\text{ppmw}}{10^6} \right) \quad (5-2)$$

Otra forma en que podemos encontrarlo en la literatura (Abdel y Mohamed, 2003):

$$\text{PTB} = 350 \gamma_{\text{salmuera}} \left(\frac{1000 W_R}{10 - W_R} \right) \left(\frac{S_R}{10^6} \right) \quad (5-3)$$

La **ecuación 5-2** se puede utilizar para calcular el contenido de sal de un crudo para cualquier nivel de deshidratación/desalado expresada como % en volumen de S&W remanente y de la salinidad (Shirley y Jean, 2004).

La **Tabla 5-1** muestra el porcentaje del volumen de los S&W requerido para cumplir con una especificación de 10 PTB para cualquier salinidad dada de una salmuera remanente.

Estos cálculos muestran que una especificación de 10 PTB puede alcanzarse si el remanente de S&W baja a 0.1% en volumen cuando la salmuera remanente contiene 28,100 ppm de sal; sin embargo, en muchos casos no se logra este contenido de salmuera remanente (Manning, 1995). Ya que muchas salmueras de campos petroleros contienen más de 28,100 ppm de sal, la conclusión es que "la desalación" se requiere siempre; como ejemplo es que hasta principios de 1970, los campos de Oriente Medio prolíficos producían a secas, un crudo sin sal; sin embargo, esta situación ha cambiado, ya que el envejecimiento

en la vida del campo y la inyección de agua de mar para el mantenimiento de la presión, ha provocado la creciente necesidad de la desalación en el campo.

Tabla 5-1. Contenido de sal vs. Volumen de los S&W y la salinidad

Especificación del contenido en Sal(PTB)	Nivel de Deshidratación (% vol S&W)	Salmuera requerida en dilución (ppmw de NaCl en S&W remanente)
10	0.1	28,100
10	0.2	14,100
10	0.3	9,500

El desalado, por ejemplo en los Estados Unidos y Europa por lo general se lleva a cabo en la refinería donde a menudo se requieren niveles de sal de menos de 1 PTB, este nivel de desalación comúnmente requiere la adición de demulsificantes (1-10 ppm), agentes mojantes, agentes para la eliminación de sólidos y si es necesario, calentamiento de 200-300°F y coalescencia electrostática (Abdel y Mohamed, 2003). La desalación en la refinería es conveniente y ahorra energía ya que el calor está fácilmente disponible y el desalado será agregado de todos modos para el crudo antes del fraccionador atmosférico.

La desalación de crudo es muy similar a la deshidratación debido a que el objetivo de ambas operaciones de las unidades es reducir el contenido de S&W (Shirley y Jean, 2004). Para este capítulo se discute la etapa de desalado, los más recientes procesos de contacto en contracorriente de desalado y luego las principales consideraciones de diseño del equipo son revisados; los procedimientos de diseño del equipo y también se presenta un resumen de los problemas de operación. Finalmente, se muestran algunos ejemplos.

5.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Las operaciones de las unidades individuales comúnmente practicados en el tratamiento de petróleo crudo en el yacimiento se revisan en el capítulo 4. La desalación, que sigue a la deshidratación o la rotura de la emulsión inicial, consiste básicamente en (Manning, 1995):

1. Adición de dilución (o menos de la solución salina) de agua a la del crudo.
2. La mezcla de este agua de dilución con el crudo a diluir las gotas de S&W en el crudo.
3. Deshidratación (emulsión a tratar) para separar las fases del petróleo crudo y salmuera diluida (S&W).

En este último cabe señalar que debido a que las sales inorgánicas no son solubles en el crudo y aparecen en él en forma de soluciones de agua emulsionada, *se realiza a la vez el proceso del desalado junto con la deshidratación.*

Encontramos también, dentro de este proceso otras operaciones fundamentales (Varrier Castro, 2007):

- Remoción de agua libre: Se usa cuando al crudo lo acompañan grandes cantidades de agua libre, para disminuir el fluido de entrada a las plantas de tratamiento, ahorrando portadores energéticos y capacidades.
- Adición de agente demulsificantes: Tiene la finalidad de eliminar la película emulsificante, provocando su unión y favoreciendo la separación. También propicia la incorporación de los sedimentos al agua drenada.
- Adición de calor: Favorece el rompimiento de las emulsiones, reduciendo la viscosidad y aumentando las diferencias de densidades.

5.2.1 Equipo de desalación

5.2.1.1 Etapa de Desalació

Como se muestra en la **Figura 5-5** el equipo convencional requerido para la etapa de desalado según Manning (1995) que incluye:

1. Un eliminador de agua libre (FWKO) o calentador para la eliminación de salmuera inicial o el tratamiento de la emulsión. Generalmente cilindros horizontales, donde ocurre la separación del agua y el crudo por gravedad. El agua que se separa en menos de 5 minutos, se llama agua libre y no forma parte de la emulsión. Dependiendo de la viscosidad del crudo se utiliza

calentamiento adicional en el equipo, pudiendo ser por medio de vapor, electricidad o tubos de fuego con el propio gas del yacimiento.

2. Una conexión "T" para inyectar el agua de dilución.
3. Un dispositivo de mezclado para mezclar el agua de dilución con las gotas de S&W arrastradas en la salmuera.
4. Un segundo deshidratador (casi siempre un *deshidratador de calor electrostático*) para separar el crudo y el agua de dilución. Pueden ser verticales u horizontales. Necesitan adición de calor (al igual que el FWKO es variable), pueden trabajar a presión atmosférica o con presión (es más común el último caso). Poseen varios diseños dependiendo del crudo, la salida del crudo es por la parte superior y el agua por la inferior, pueden tener baffles, cámaras independientes, etc. Se utilizan mucho los electrostáticos, por ser más eficientes y económicos (Stewart y Ken, 2009).

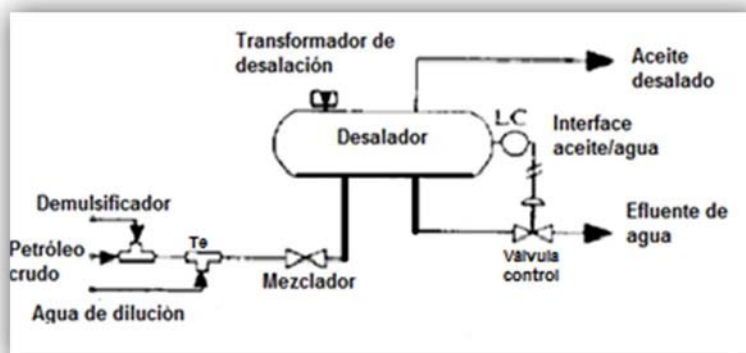


Figura 5-5. Desalación en una sola etapa Bartley, 1982).

También se pueden encontrar los siguientes equipos (Varrier Castro, 2007):

- Tanques de lavado: Muy utilizado mundialmente para la deshidratación del crudo, requiere adición de demulsificantes, calor y tiempo de residencia suficiente para permitir el proceso de decantación del agua. Sus diseños varían desde espirales, de tubo central, con baffles, concéntricos, etc. Generalmente usan un tubo aspersor en el fondo del tanque del crudo de entrada, con diseños que varían (radial, en varias patas, sencillo, etc.). Pueden tener columnas desgasificadoras a la entrada, dependiendo de las etapas anteriores de separación de gas, donde son combinados con colchón de agua, por lo que se les conoce como tanques lavadores o dinámicos.
- Mejoradores: Son equipos de última generación, mediante el "bombardeo" de hidrogeno, (mediante el uso de catalizadores) rompen los enlaces dobles del carbono, simplificando estos, produciendo de un crudo de 10 °API y un crudo

de hasta 25 °API, llamado crudo sintético. Esta operación además separa el asfalto presente en el crudo y se obtiene también azufre.

Si se mezclan el crudo y el agua de dilución produce una emulsión estable, entonces se pueden requerir todas las técnicas de ruptura de la emulsión; es decir, inyección desmulsificante, calentamiento, la separación de fases de cualquiera estabilización de vapor o la presión, y la coalescencia electrostática.

Sucedan varios casos a considerar para el desalado tanto en las etapas como en los procesos. Para el caso de una sola etapa de desalado, la tasa de inyección de agua de dilución requerida es generalmente 5-7% de la velocidad de flujo del crudo. En el caso de la desalación en campo se requiere a menudo en regiones donde el agua dulce es más escasa. El caso siguiente, la desalinización de dos etapas (se muestra en la **Figura 5-6**) por lo general reduce el agua de dilución requerida de 1-2% de la velocidad de flujo del crudo, por lo que este proceso se utiliza si el contenido de sal de petróleo crudo es más de 20 lb/1000 bbl y en los casos en los que se procesan residuos catalíticamente, hay algunos crudos para los que se utilicen hasta tres etapas de desalación (Abdel y Mohamed, 2003).

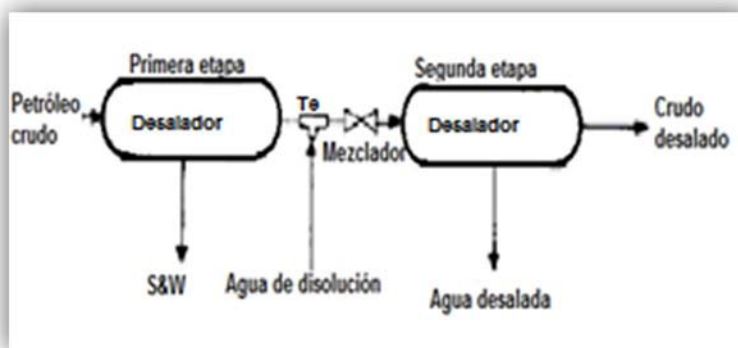


Figura 5-6. Desalación en dos etapas sin reciclado.

En dos etapas desalar el agua que sale del segundo desalinizador, aunque es más concentrado que el agua de dilución, es por lo general menos salina que las gotas de salmuera arrastradas en el crudo que entra en la primera etapa, por lo tanto, el agua de dilución requerida puede reducirse aún más mediante la inyección del agua residual del desalinizador de la segunda etapa en el crudo antes de la primera etapa, se muestra la **Figura 5-7**, los flujos de crudo y agua de dilución con alguna de las dos desaladoras en contracorriente. El nivel de la interface aceite y agua en el interior del desalador se puede elevar mediante el

reciclaje internamente de algo de agua que sale del desalinizador, como se muestra en la **Figura 5-8**.

Para los crudos muy pesados (15°API), se recomienda la adición de diesel como diluyente de la segunda etapa para proporcionar una mejor eficiencia de separación y con frecuencia, el agua de lavado utilizado se obtiene a partir del vacío en la unidad de crudo de condensadores barométricos o de otras fuentes de la refinería que contienen fenoles, estos son preferentemente solubles en el petróleo crudo reduciendo así el contenido de fenol del agua enviada al sistema de manipulación de aguas residuales de la refinería. Como ya se mencionó antes, los sólidos en suspensión son una de las principales causas de emulsiones de agua y aceite, existen los agentes humectantes que se añaden con frecuencia para mejorar la mojabilidad de agua en los sólidos y reducir el arrastre de aceite en las desaladoras, por lo que los fenoles y sulfatos de alquilo oxialquilados son los agentes mojanteres de uso más frecuente (James H. et.al., 2001).

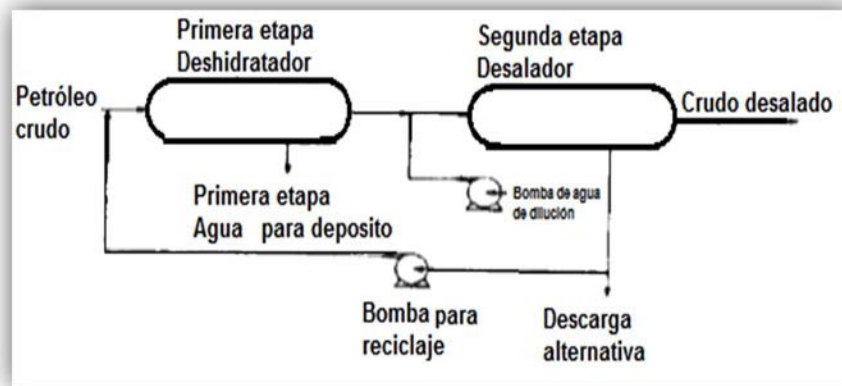


Figura 5-7. Desalación con dos etapas con reciclado (Burriss, 1978).

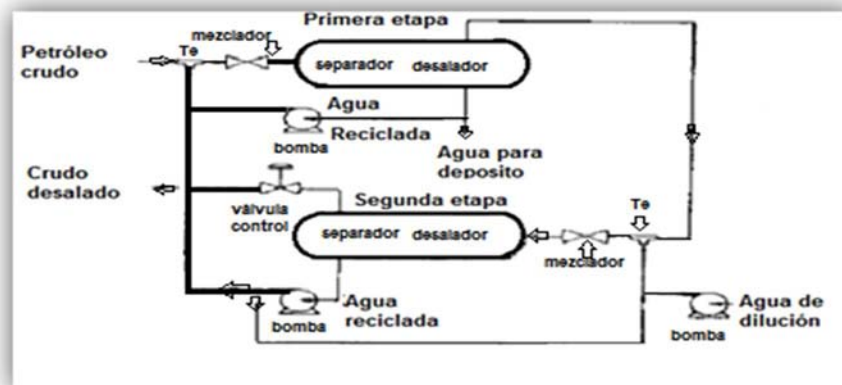


Figura 5-8. Desalación en dos etapas con reciclado y reciclado interno (Burriss, 1978).

5.2.1.2 Desaladora de contacto en contracorriente

La **Figura 5-9** y **Figura 5-10** se muestra una Desaladora Electrodinámica NATCO™ (Warren y Prestridge, 1988 y Warren, 1990), esta desaladora de contacto en contracorriente es muy similar a los desaladores de calor electrostáticos horizontales descritos en este capítulo; con una diferencia importante, que el agua de dilución se introduce encima de los electrodos utilizando un sistema de orificios laterales, estos producen una ligera caída de presión al flujo de diseño y se alimentan del agua de dilución en la desaladora en forma de gotas dispersas, estas gotas deben ser lo suficientemente grandes como para caer y fluir verticalmente hacia abajo entre la malla o grillas de alto voltaje de los electrodos, mientras que las gotas más pequeñas serían llevadas hacia arriba y deja con la corriente de aceite el desalador.

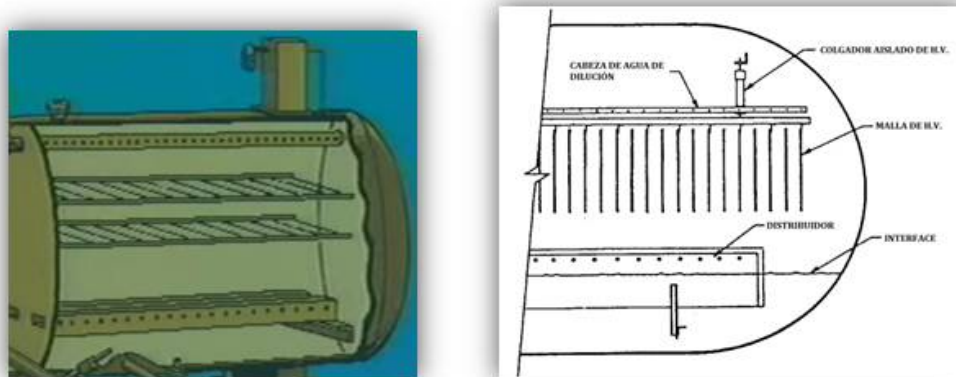


Figura 5-9. Desalador electrodinámico (Warren y Pestrige, 1988).

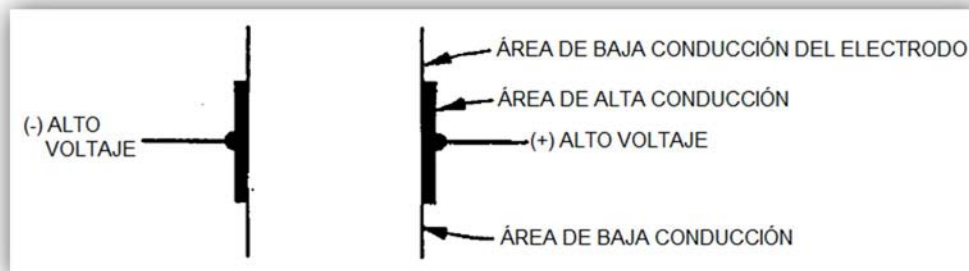


Figura 5-10. Componentes del electrodo (NATCO, 1986).

Como se muestra en la **Figura 5-10**, los electrodos se componen de placas paralelas verticales conectadas a los diodos de manera que las placas alternas están cargadas opuestamente, ambos diodos están conectados al mismo extremo de la terminal del bobinado secundario del transformador, por lo tanto la carga sobre las placas de los semi-ciclos son de corriente alterna, esto crea un campo

de corriente continua entre los electrodos (ver **Figura 5-11**); en el otro extremo de la terminal del bobinado secundario está conectado a tierra, donde el campo del electrodo y el recipiente es de corriente alterna (Warren y Prestridge, 1988). Tanto el armazón del recipiente y la fase de agua se conectan a tierra para minimizar el efecto de la corrosión, así como el flujo ascendente del agua de dilución y descendente del petróleo crudo dan como resultado en un contacto en contracorriente.

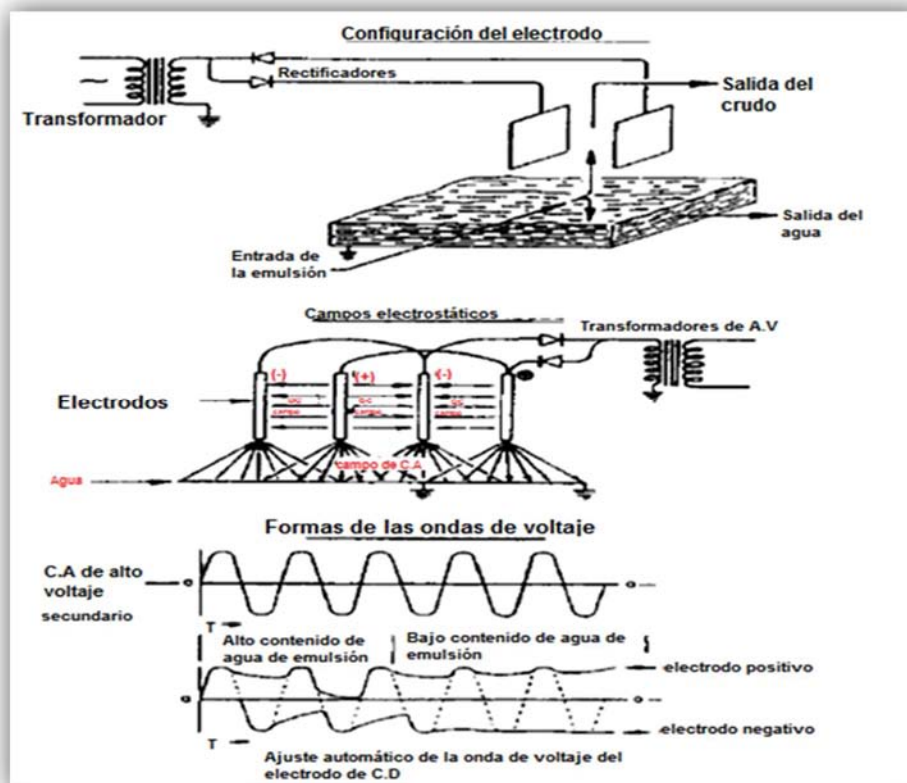


Figura 5-11. Coalescencia de doble polaridad (Warren y Prestridge, 1988).

Como se describió en el capítulo 4, la fuerza de atracción entre dos gotas de igual tamaño alineadas en la dirección del gradiente del campo eléctrico es (Manning, 1995):

$$F_e = (3\pi\epsilon_{oil}\epsilon_0KE_f^2d^6)/x^4 \quad (5-3)$$

Donde: F_e = fuerza electrostática, N

ϵ_{oil} = constante dieléctrica relativa de crudo, sin unidades

ϵ_0 = constante dieléctrica al vacío = 8.85×10^{-12} , faradios/metro (F/m)

E_f = gradiente de campo eléctrico, V/m

d = diámetro de la gota, m

x = distancia de centro a centro entre gotas, m

La desalación se consigue variando la fuerza del campo eléctrico de corriente directa entre los electrodos, como se muestra en la **Figura 5-12**; cada ciclo consta de cuatro pasos (Manning, 1995): *la dispersión de la gota, la mezcla, la coalescencia, y la sedimentación.*

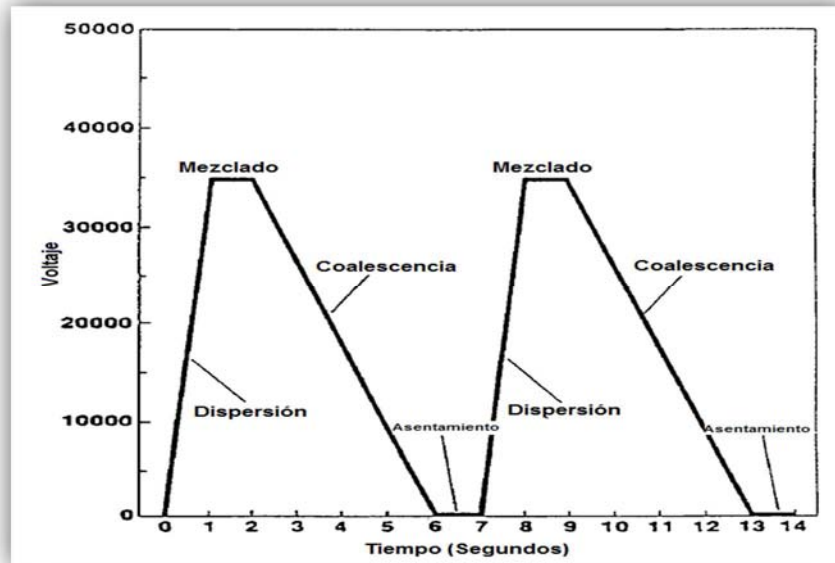


Figura 5-12. Modulación de mezcla y coalescencia (Warren, 1990).

Cuando ocurre esta modulación de cada ciclo se presentan los siguientes procesos:

- Cuando se aumenta la tensión durante la etapa de dispersión, las gotas grandes experimentan grandes fuerzas electrostáticas que las *rompen* en otras más pequeñas, esto es, tanto el agua de dilución y de las gotas de S&W se dividen en un gran número de pequeñas gotas.
- En la etapa de mezcla, el alto campo electrostático maximiza la subdivisión de la gota y hace que las mismas se muevan hacia y desde los electrodos, esta migración horizontal produce numerosas colisiones y mezcla eficaz del agua de dilución y de las gotas de S&W.
- Durante la etapa de coalescencia el campo eléctrico se reduce, permitiendo así que las gotas se unan o se junten por la colisión, por lo tanto, esta fuerza electrostática reducida permite la formación de grandes gotas de agua como se muestra en la **Figura 5-13**.
- En la etapa de sedimentación no hay un campo electrostático y las gotas de agua son libres de asentarse por gravedad. La Ley de Stokes se utiliza convencionalmente para estimar la velocidad de sedimentación, ver **ecuación 5-4**:

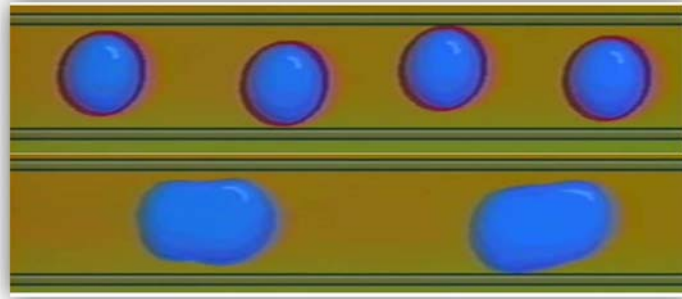


Figura 5-13. Coalescencia por fuerzas electrostáticas.

$$v = gd^2(\rho_w - \rho_o)/18\mu_o \quad (5-4)$$

Dónde: v = velocidad de sedimentación

g = aceleración de la gravedad

d = diámetro de la gota

ρ_w = densidad de gota acuosa

ρ_o = densidad de la fase oleosa

μ_o = viscosidad absoluta de la fase de aceite.

La Ley de Stokes muestra que la velocidad de sedimentación es proporcional al cuadrado del diámetro de la gota, por lo que, las grandes gotas formadas por la coalescencia de las gotas de agua de dilución más pequeñas y las gotas de la emulsión caen rápidamente hacia abajo entre los electrodos. Por lo tanto, como el agua de dilución cae entre el electrodo que tiene muchos ciclos de contacto con el S&W en el petróleo crudo en ascenso, este contacto es muy similar a la etapa de contacto en contracorriente (o bandeja) entre el líquido que cae y el vapor en ascenso en una columna de fraccionamiento.

Los componentes de la placa de los electrodos (Sublette y Prestridge, 1989) son igual de ventajoso en desalación como en la deshidratación, en particular al disminuir el voltaje del campo por la parte superior y el área de baja conductividad del electrodo (se muestra en la **Figura 5-10**) por lo que coalescen cualquiera de las muy pequeñas gotas de S&W o de agua de dilución que pasa por la zona de alto voltaje de la corriente de crudo en ascenso. Las fuerzas electrostáticas sólo actúan sobre las moléculas polares (es decir, las gotas de agua y no en el petróleo crudo), en consecuencia, la mezcla electrodinámica arriba logra una mezcla muy eficaz de éstas y con el agua de dilución de S&W sin provocar una mezcla turbulenta de la fase continua de petróleo crudo, esto reduce la formación de la emulsión.

5.2.2 Condiciones de operación

El proceso de desalado electrostático emplea el fenómeno conocido como coalescencia electrostática para mejorar la eficiencia de remoción del agua (Figueroa García, 2009).

Ahora se presentan para las condiciones de operación del desalador como son la temperatura de operación, °API, el porcentaje de volumen de agua de lavado, ver **Tabla 5-2** (James H. et. al., 2001):

Tabla 5-2. Condiciones de operación típicas del desalador.

°API	Agua de lavado (% vol)	Temp. °C(°F)
>40	3-4	115-125(240-260)
30-40	4-7	125-140(260-280)
<30	7-10	140-150(280-330)

Para el pH, es necesario ajustar para la salmuera y obtener valores de pH de 7 o menos en el agua, si el pH de la salmuera excede de 7, las emulsiones se pueden formar debido al naftenato de sodio y sulfuro de sodio presente, en la mayoría de los crudos es deseable mantener el pH por debajo de 8. La mejor deshidratación se obtiene en los desaladores eléctricos cuando se opera el pH en el rango de 6 a 8 con la mejor deshidratación obtenida cercana a 6 de pH, entonces de lo anterior, el valor de pH se controla mediante el uso de otra fuente de agua o por la adición de ácido a la entrada o agua reciclada (James H. Gary, 2001).

Se debe reiterar la importancia de conocer el tipo de crudo que se va a tratar, es el caso para crudos ligeros y crudos pesados; del primer caso (por ejemplo de 30°API y más ligeros), el tener datos representativos de la densidad específica, la viscosidad y la composición del crudo (asfáltico, parafínico o nafténico), es suficiente para establecer los parámetros de diseño y su funcionamiento, se muestra en la **Figura 5-14**; en el segundo caso, son mucho más difíciles de desalar que los crudos ligeros, una buena deshidratación no siempre significa un buen desalado cuando existen sales cristalinas, gotas de agua finamente dispersas y/o sólidos finamente dispersos. Poner en contacto a los contaminantes para disolverlos en el agua de lavado llega a ser una importante pero difícil tarea, para ambos casos se hacen algunas consideraciones (Figueroa García, 2009):

✓ Para crudos ligeros:

- Cuando se consideran temperaturas de operación, por decir, menores a 60°C, el punto de oscuridad llega a ser un factor importante porque los cristales parafínicos causan un pobre desalado.
- El tamaño de los desaladores electrostáticos horizontales para éste tipo de crudos está basado en su mayoría en la rapidez vertical de la fase continua (crudo), en la línea central. Usualmente el diámetro se especifica de acuerdo al aspecto económico.
- El mezclado del crudo, agua y demulsificantes se lleva a cabo empleando una válvula de estrangulamiento ya sea manual o automática.
- El crudo que se encuentra en el efluente de agua que sale del fondo del recipiente rara vez es un problema cuando se opera con un crudo ligero.

✓ Para crudos pesados:

- Tamaño del recipiente: La primera prioridad para cualquier desalador electrostático es llevar a cabo una buena y consistente deshidratación, en este caso el agua remanente puede ser tan elevada como 0.5% del volumen, asumiendo que no hay restricción en la temperatura de operación, el criterio para el diseño del tamaño del recipiente para crudos pesados incluye provisiones para (Figuera García, 2009):
 - Área de sección transversal en el centro de la línea: Para la misma área de sección transversal, el tiempo de residencia se puede incrementar especificando un diámetro de recipiente mayor.
 - Tiempo de residencia para el crudo
 - Tiempo de residencia para el agua.
- Dada una velocidad de sedimentación para el diseño, el tamaño del recipiente requerido aumenta conforme el crudo se vuelve más pesado, si la temperatura de operación está limitada, teniendo una elevada viscosidad, se tiene que aumentar el tamaño del recipiente para contrarrestar la reducida velocidad de sedimentación de las gotas de agua (Figuera García, 2009).
- Consideraciones eléctricas: El empleo de un potencial elevado produce una mejor deshidratación y por lo tanto se tiene un mejor desalado. Desafortunadamente al emplear un potencial elevado se tiene un alto consumo de energía eléctrica, así como un aumento en los costos de capital.

- Generalmente los crudos pesados son mejores conductores de la electricidad que los ligeros.
 - Cuando un crudo pesado es diluido con alguna fracción ligera para facilitar el transporte y/o el procesamiento, puede llegar a ser dos o tres veces eléctricamente más conductor.
 - El transformador para el desalado debe ser lo suficientemente grande y conveniente de acuerdo con la aplicación deseada. El voltaje de operación (factible para la coalescencia) debe ser ajustable, seleccionando el menor voltaje para llevar a cabo una buena deshidratación. A menudo éste es seleccionado después de que la unidad ha sido puesta en operación.
 - El diseño eléctrico debe ser simple y eficiente. Las operaciones rara vez son del todo monitoreadas, por lo que no se sabe si van a tener fallas eléctricas. El objetivo de todo proceso de electro-desalado es monitorear la operación para minimizar la frecuencia y severidad de estas fallas.
 - La admitancia es el recíproco de la impedancia, en donde si es seleccionado adecuadamente, este hace que sea inmune a casi todos los cambios en el tipo de crudo y la temperatura.
- Instrumentación: La instrumentación de los desaladores eléctricos para crudos pesados es generalmente estándar, excepto en el área de la interface W/O dentro del equipo, para el controlador de nivel en la interface W/O requiere de especial atención. Muchas fallas (debido a la sobre especificación del producto) se pueden evitar seleccionando y calibrando el transmisor de nivel de la interface (Figuera García, 2009).
 - Mezclado: El mezclado del crudo con el agua a la entrada del desalador eléctrico se lleva a cabo de forma natural gracias a la válvula de globo estándar (Figuera García, 2009).



Figura 5-14. Equipo de desalación, 2007.

5.2.3 Diseño del desalador

A continuación se muestran los cálculos de estos requerimientos para el diseño del desalador:

- **Propiedades del crudo a tratar:** Es importante señalar que sus características y las etapas de separación y transformación aguas abajo de la desalación requieren que sus especificaciones de salida sean exigentes y por ende el proceso de desalación será cada vez más eficiente (Figuera García, 2009). Por ejemplo:
 - Densidad API
 - Concentración de W&SB, % v/v
 - Contenido de sal (PTB)
 - Viscosidad a dos temperaturas, cSt
 - PVR (Reid Vapor Pressure) a 38°C, psi (abs).

- **Propiedades de los fluidos de proceso:** Temperatura, presión del agua y el aceite, densidad del agua y el aceite, así como la viscosidad de aceite, entre otras propiedades. Esta parte se describe con detalle adelante y trata el cómo se obtiene cada parámetro para el diseño del desalador (Figuera García, 2009).
 - Presión operacional en el desalador (presión mínima que debe ser suficiente para mantener el contenido del desalador en estado líquido).
 - Temperatura de operación en el interior del desalador (debe ser especificado el rango).
 - Caída de presión permisible en el desalador (incluyendo la válvula de mezclado).
 - Flujo de crudo de diseño (bbl/d).
 - Máxima presión y temperatura del sistema.

- **Balance de materia en el desalador:** Se necesitan los valores de flujos y concentraciones necesarios para el diseño del desalador (por ejemplo, el % de agua de dilución, corte de agua, diámetro promedio de la gota, flujo de alimentación, etc), obtenidos luego de aplicar las ecuaciones para el balance de materia en el equipo (James H. Gary, 2001).

5.2.3.1 Determinación de las propiedades de los fluidos de proceso

- a) **Temperatura de diseño:** Para determinar la temperatura de diseño es mediante pruebas de laboratorio, el valor de temperatura debe proporcionar las condiciones de operación óptimas, así como asegurar las mínimas pérdidas de volumen y calidad de crudo tratado, junto con las dimensiones adecuadas del equipo (Figuera García, 2009).
- b) **Presión de diseño:** La presión de diseño del desalador (P_{des}) debe ser suficiente para asegurar que en el desalador solo exista la fase líquida. Es por ello, que aproximadamente se puede establecer que esta presión viene determinada por la **ecuación 5-5** (Hart, 1993).

$$P_{des}[\text{psi}] = P_{may}^{vap}[\text{psi}] + 20[\text{psi}] \quad (5-5)$$

Donde: P_{may}^{vap} = es el valor mayor de presión de vapor entre los componentes de la mezcla de la alimentación.

El valor de 20 psi agregados a la presión de vapor, corresponde a un valor recomendado por la literatura (Hart, 1993), un margen de seguridad por encima de dicha presión que asegura la permanencia de la mezcla de alimentación en fase líquida. Para obtener este valor es necesario conocer la presión de vapor de ambos componentes.

Presión de vapor del crudo: Para este cálculo, se deben utilizar unas relaciones entre la PVR, la temperatura y la presión de vapor verdadera TVP (True Vapor Pressure, por sus siglas en inglés), las cuales se observan en las **ecuaciones 5-6 y 5-7** respectivamente (Montemayor, 2008). Para los efectos del mismo, la PVR utilizada corresponde al valor presentado para el primer corte, el cual se adjudica al corte de los ligeros o compuestos más volátiles.

$$P_o^{vap}[\text{psi}] = RVP[\text{psi}] \times (e^{[Co(CTEMP)]}) + C_f \quad (5-6)$$

$$CTEMP = \frac{1}{T[^\circ\text{F}]} - \frac{1}{560} \quad (5-7)$$

Donde: Co = Constante que depende del valor de PVR

C_f = Factor de corrección expresado en función del valor de PVR.

Presión de vapor del agua: Se deben utilizar los valores obtenidos para vapor de agua y realizar una correlación entre la presión de vapor del agua (P_w^{vap}) y la temperatura (T).

$$P_w^{\text{vap}}[\text{psi}] = 2.0 \times 10^{-8} \times T[^\circ\text{F}]^4 - 7.1 \times 10^{-6} \times T[^\circ\text{F}]^3 + 1.4 \times 10^{-3} \times T[^\circ\text{F}]^2 - 1.2 \times 10^{-1} \times T[^\circ\text{F}] + 4.9 \quad (5-8)$$

- c) Densidad del crudo y del agua correspondiente a la temperatura de diseño:** Es necesario conocer el valor preciso de la densidad del agua y el crudo, la velocidad de separación entre ambas fases depende, entre otras cosas, de la diferencia de densidades entre el agua y el crudo (Figuera García, 2009).

Densidad del agua: El rango de temperatura en el desalador es mayor a la temperatura de saturación del agua, por lo que para este cálculo utilizar los valores de densidad de saturación (o volumen específico) correspondiente a cada temperatura, datos que se obtienen a partir de las tablas termodinámicas de vapor del agua (Spirax-Sarco, 2009). Utilizar un amplio rango de temperatura dentro del cual se encuentre la temperatura de diseño, y finalmente, obtener una correlación para la densidad en función de la temperatura como la que se presenta en la **ecuación 5-5**, donde se tiene la densidad del agua (ρ_w) en función de la temperatura de operación.

$$\rho_w \left[\frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \right] = 6.09 \times 10^{-10} \times T[^\circ\text{F}]^3 - 1.14 \times 10^{-6} \times T[^\circ\text{F}]^2 + 6.73 \times 10^{-6} \times T[^\circ\text{F}] + 1.00 \quad (5-9)$$

Donde: La densidad del agua se debe normalizar, de tal forma que, debe estar a una temperatura de 60°F (15.6°C) y sea igual a 1.0 g/cm³ (1000/kg/m³), esta normalización se da con la siguiente **ecuación 5-10**.

$$\rho_w(T)_n = \frac{\rho_w}{\rho_w(60^\circ\text{F})} [\text{g/cm}^3] \quad (5-10)$$

Densidad del crudo: Se obtiene a partir de una tabla de densidad específica para el petróleo con respecto a la temperatura y densidad en °API correspondiente (Jones, 2008) obtenemos datos de la densidad específica para 16, 22, 30 y 36 API en un rango de temperatura de 200-320°F, por ejemplo. Con estos datos, se realiza la interpolación respectiva y de esta forma se obtiene la **ecuación 5-11** para predecir la densidad del crudo (ρ_o) a partir de la temperatura.

$$\rho_o \left[\frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \right] = -3.46 \times 10^{-4} \times T[^\circ\text{F}] + 9.80 \times 10^{-1} \quad (5-11)$$

- d) Viscosidad del crudo a la temperatura de diseño:** Utilizando las ecuaciones de la norma ASTM D 341-03 (Standard Test Method for Viscosity-Temperature Charts for Liquid Petroleum Products), obtenemos el

valor de la viscosidad del crudo a la temperatura requerida. Las **ecuaciones 5-12 y 5-13** son las que establece la norma para el cálculo de la viscosidad (Figuera García, 2009).

$$\log(\log Z) = C_1 - (C_2 \times \log T [^{\circ}\text{K}]) \quad (5-12)$$

$$Z = f(v_o [\text{cSt}]) \quad (5-13)$$

Donde

- Requiere como datos de entrada el valor de las dos viscosidades cinemáticas del crudo de alimentación (v_o) a dos temperaturas distintas, con esto se deben obtener los valores de las constantes de la **ecuación 5-12**.
- Si se requiere la viscosidad dinámica se realiza una conversión de la viscosidad cinemática, como sigue:

$$\mu_o [\text{Pa} \times \text{seg}] = 1 \times 10^{-6} \times \rho_o \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right] \times v_o [\text{cSt}] \quad (5-14)$$

5.2.3.2 Determinación del diseño a través de balance de materia en el desalador

Consiste en establecer las especificaciones de balance de materia para todo el proceso y además la obtención de una serie de parámetros necesarios para el diseño del mismo. A continuación se define los parámetros y cómo se calculan para realizar dicho balance, podemos encontrar este procedimiento realizado por varios autores en la literatura como es el de Figuera García, 2009:

- a) **Flujo de alimentación:** Generalmente este dato se fija de acuerdo a las necesidades del proyecto, el tamaño del equipo y la escala a la que se desea construir (es el caso por ejemplo en una planta). El principio consiste en establecer un equilibrio entre la escala, el espacio, el tamaño de los equipos y el flujo de alimentación.
- b) **Flujo y porcentaje de agua de dilución a utilizar:** Como ya se mencionó, en el proceso de desalación normalmente se agrega una pequeña cantidad de agua dulce y de baja salinidad con la intención de aumentar la eficiencia del proceso, ya que de la cantidad de agua añadida depende la dilución de las sales presentes en el crudo en el agua emulsionada.
 - Este parámetro se debe fijar de acuerdo a los valores ya establecidos en los procesos de desalación.

- Este valor se maneja en el porcentaje volumétrico en función del gasto de alimentación a utilizar (Q_o) y el porcentaje volumétrico de agua de dilución a utilizar (W_{dil}).
- A partir de dicha cantidad se calcula el flujo de agua añadida (Q_{dil}) (o flujo volumétrico de agua), el cual se utiliza en los cálculos posteriores de balance de materia.

$$Q_{dil}[\text{m}^3/\text{seg}] = W_{dil} \times Q_o[\text{m}^3/\text{s}] \quad (5-15)$$

c) Cantidad de sal presente en el agua de producción y en el agua de dilución: Como se dijo anteriormente, se debe procurar a fin de que aumente la eficiencia del proceso, que el agua de dilución sea de baja salinidad, es por ello que a manera de facilitar los cálculos se puede suponer que el agua de dilución no posee sales disueltas.

- La cantidad de sales disueltas en el agua de producción, es un parámetro que se fija de acuerdo a las características del crudo de proceso, generalmente este valor se ve reflejado en los ensayos para crudos.
- De acuerdo al tipo de crudo que se utiliza para establecer el diseño del proceso, se obtiene el valor de la cantidad de sales disueltas en unidades de libras equivalentes de cloruro de sodio (NaCl) equivalente por mil (1000) barriles de crudo (PTB).
- Esta unidad de concentración se convierte en concentración de sal en unidades de porcentaje másico en función del agua de producción (C_{pro}) mediante la **ecuación 5-16** (Erwin, 2002), donde, F_o es el flujo másico de alimentación y W_{pro} es el porcentaje de agua de producción presente en la alimentación.
- Es importante para los cálculos posteriores, conocer la cantidad de sal en la alimentación en unidades de flujo (S), se deduce una relación a partir de los cálculos de balance de materia, expresada en la **ecuación 5-17** (Erwin, 2002).
- Finalmente, a partir de estos valores, se obtiene la **ecuación 5-18** para la concentración másica de sal en función del agua, después del mezclado (C_m) (Erwin, 2002).

$$C_{pro} \left[\frac{\%P}{P} \right] = \frac{PTB \times F_o[\text{kg/h}]}{2.32 \times 10^3 \times W_{pro} \times Q_o \left[\frac{\text{bbbl}}{\text{día}} \right] \times \rho_w[\text{kg/m}^3]} + (PTB \times F_o[\text{kg/h}])} \times 100 \quad (5-16)$$

Donde: F_o = es el flujo másico de alimentación.

W_{pro} = es el porcentaje de agua de producción presente en la alimentación.

$$S \left[\frac{\text{kg}}{\text{día}} \right] = 6.84 \times 10^{-5} \times \text{PTB} \times F_o [\text{kg/h}] \quad (5-17)$$

$$C_m [\%p/p] = \frac{6.29 \times S [\text{kg/día}]}{Q_o \left[\frac{\text{bbl}}{\text{día}} \right] \times \rho_w \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right] \times (W_{\text{pro}} + W_{\text{dil}}) + (6.29 \times S [\text{kg/día}])} \quad (5-18)$$

d) Corte de agua presente en el crudo desalado: Este valor es de gran importancia en el diseño del desalador, ya que éste va ligado de cierta forma al cálculo del tamaño promedio de gota que se necesita para que éstas sedimenten y ocurra la separación de fases dentro del desalador.

- El cálculo del corte de agua presente en el crudo desalado (W_{cd}) se debe realizar mediante un balance de materia que relaciona medidas de concentración a la salida del desalador como el que se presenta en la **ecuación 5-19**, en función de la concentración en PTB de sal en el crudo de salida (PTB_o) (Erwin, 2002).

$$W_{cd} [\%v/v] = \frac{2.85 \times 10^{-6} \times \text{PTB} \times \rho_o [\text{kg/m}^3]}{C_m \times \rho_w [\text{kg/m}^3]} \quad (5-19)$$

e) Diámetro promedio de la gota: Como se expuso anteriormente, el corte de agua en el crudo desalado es un factor importante a la hora de determinar el diámetro promedio de gota que se necesita para separar la emulsión.

- El factor más influyente en este caso sería la viscosidad del crudo, ya que mientras más viscoso es el crudo a tratar, más grandes serán las gotas que puedan removerse en un tiempo razonable.
- Se debe calcular el diámetro de la gota en el caso que el corte de agua en el crudo desalado sea 1% v/v ($dm_{1\%}$).
- Con dicho valor obtenido y el corte de agua que se requiere, calcular el diámetro de gota correspondiente a dicho corte (dm). Las relaciones para ambos casos son las que constituyen las **ecuaciones 5-20** y **5-21** (Abdel-Aal y Aggour, 2003).

$$dm_{1\%} [\mu\text{m}] = 170 \times \mu_o [\text{cP}]^{0.4} \quad (5-20)$$

$$dm [\mu\text{m}] = dm_{1\%} [\mu\text{m}] \times W_o^{0.33} \quad (5-21)$$

Existen en la literatura varios ejemplos para las temperaturas de operación en el diseño de los desaladores, la **Tabla 5-3** muestra algunas comparaciones.

Tabla 5-3. Comparación temperaturas de operación en los desaladores.

Autor	Temperatura de operación desalador
Valor máximo común en literatura	149°C(300°F)
Chirinos <i>et. al.</i> (1989)	100° - 150° C
Briceño <i>et. al.</i> (1990)	100° - 160° C
Fetter <i>et. al.</i> (2005)	95° y 150°C

En cuanto a lo que se refiere el valor de la presión dependerá de los cálculos de la presión de vapor del crudo y del agua los cuales deben estar en los rangos establecidos en la literatura, esto a su vez depende de la temperatura. Si aumentamos la temperatura aumenta la presión de vapor de ambas sustancias, entonces concluimos que al seleccionar altas temperaturas de operación también habrá una alta presión en el sistema (James H. et al., 2001). Para el balance de materia, tenemos algunos ejemplos, la cantidad o flujo másico de agua de dilución y la concentración de sal en el agua total que entra al equipo, esta parte se discute con más detalle en los procedimientos de diseño del equipo. La **Tabla 5-4** representa un ejemplo de comparación de algunos parámetros del balance de materia estudiados en la literatura.

Tabla 5-4. Comparación de los valores obtenidos de balance de materia para diseño de desalador.

Autor	Parámetro	Autor	Parámetro	Autor	Parámetro
	Agua de dilución (% en volumen)		Corte de agua (% volumen) y contenido sal (PTB)		Diámetro promedio de la gota
Swartz y Anderson(1989)	1 y 15	Chawla(1987)	0.1% y 5 PTB	Marfisi y Salager(2004)	0,1 a 100 µm (macro-emulsiones w/o)
Baker Hughes(1999)	6 y 9 (crudos pesados)	Manning y Thompson(1991)	0.1% y 10 PTB	Chiesa <i>et. al.</i> (2005)	58 a 110 µm.
Manalastas <i>et. al.</i> (2001)	4 y 8				

5.3 CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO

La principal preocupación es la cantidad de agua de dilución requerida, esto a su vez, depende de si se están utilizando una etapa convencional o desaladoras de contacto en contracorriente. Por lo general, los siguientes parámetros son los principales:

1. El número de etapas de desalinización.
2. Los niveles de deshidratación logrados (% volumen de S&W restante en crudo dejando la desaladora (s)).
3. La salinidad de la salmuera (S&W) arrastrado en el crudo.
4. La eficiencia de la mezcla o mezclen en el agua de dilución con el S&W de las gotas arrastradas.
5. La salinidad del agua de dilución.
6. La especificación de PTB necesario o requerido en el crudo desalado.

El operador de campo tiene muy poco o nada, el control de la salinidad de los S&W producidos con el crudo y el PTB requerido, la salinidad del agua adicional para la dilución se puede reducir a través de ósmosis inversa u otras unidades de desalinización, aunque costoso, a veces es necesario. Sin embargo, si la especificación de sal requerida es 20-50 PTB, el agua de mar puede ser usada como agua de dilución.

5.3.1 Número de Etapas

Como se dijo anteriormente, los requerimientos de agua de dilución habituales son 5-7 % de volumen y 1-2% de volumen de la producción de crudo para una sola y dos etapas de desalado, respectivamente. Estas reglas generales deben ser vistas sólo como aproximaciones iniciales y nunca deben ser utilizados en lugar de los rigurosos cálculos de balance de materia (Manning, 1995). Sin embargo, se emplean por lo general dos etapas de desalinización, en el caso de la desalación de tres etapas o la de "contacto en contracorriente" es más común utilizarlo en las refinerías donde se manejan aceites muy pesados (10-20°API), nos referimos a crudos muy viscosos.

5.3.2 Nivel de deshidratación

Esta es la variable más importante para reducir las necesidades de agua de dilución (Burriss, 1978). La **ecuación 5-2** muestra claramente que la dilución de la salmuera que entra (ppm en peso de NaCl remanente de S&W) requerida para lograr una especificación de PTB fijo es inversamente proporcional al nivel de

deshidratación alcanzado (% en volumen remanente de S&W). Además en la **Tabla 5-1** refuerza la importancia primordial de reducir el remanente del porcentaje del volumen de S&W para cumplir con una especificación de 10 PTB. Esto explica el uso casi universal de la coalescencia electrostática para reducir el S&W remanente a aproximadamente de 0.1 a 0.15 % en volumen, sin estos campos eléctricos el S&W remanente suelen variar entre 0.2 a 1.0% en volumen; por lo que en muchos casos es muy difícil conseguir el 0.5 % del volumen sin el uso de campos electrostáticos (Ken Arnold, 1998).

5.3.3 La eficiencia de mezclado

Después de la deshidratación, existe el S&W remanente en forma de muchas gotas pequeñas dispersas más o menos uniformemente en todo el crudo (Burris, 1978). La mezcla completa de todas estas gotas con el agua de dilución no es sencilla, por lo tanto, es una práctica estándar para asumir que una fracción, E , del agua de dilución se mezcla completamente con el remanente de gotas de S&W mientras que la porción restante, $(1-E)$, del agua de dilución pasa a través del desalinizador sin cambios; en general "100 E" se puede considerar como la *eficiencia de la mezcla*. Esta suposición no es físicamente realista, sin embargo el concepto de eficiencia de mezcla se puede utilizar para el diseño (Manning, 1995).

En la práctica, la eficiencia de la mezcla varía con el volumen remanente de S&W, el volumen de agua de dilución, y la intensidad de entremezclar el crudo y el agua de dilución. El mezclar el S&W remanente y agua de dilución se hace cada vez más difícil cuando el porcentaje de volumen de S&W y/o de los gastos de agua de dilución se reducen, a pesar de lo anterior, el agua que sale en un desalinizador puede reciclarse internamente para aumentar la relación de volumen de agua y crudo como se muestra previamente en la **Figura 5-7** (Burris, 1978). Tal reciclaje interno no cambia el requisito de agua de dilución, ni afecta a ningún cálculo de balance de materia.

Por necesidad, "mezclar" el agua de dilución y crudo implica romper el agua de dilución en muchas gotas dispersar estas al diluirlas para todo el crudo. Con tal agitación es muy posible crear emulsiones estables, por lo cual varios métodos han sido utilizados para mezclar el agua de dilución con el S&W remanente sin crear simultáneamente emulsiones estables. Estos métodos incluyen:

1. El bombeo del agua de inyección través de una Te dentro del crudo.
2. La inyección de agua de dilución a través de una Te y siguiente con una válvula mezcladora de tipo globo parcialmente abierta que funciona con una caída de presión de 15-25 psi, se muestra en la **Figura 5-15**.

3. El bombeo del agua de dilución a través de un sistema de boquillas de aspersion y luego siguiendo el inyector de rociado con una válvula de control diferencial de operación de 5-15 psi de caída de presión (Burris, 1978).
4. Añadir mezcladores estáticos que están diseñados para mezclar a través divisiones de dos en dos, la mezcla cruzada, y la mezcla de respaldo sin necesidad de altas velocidades del fluido comprimido, como se muestra la **Figura 5-16** (Anon, 1983).

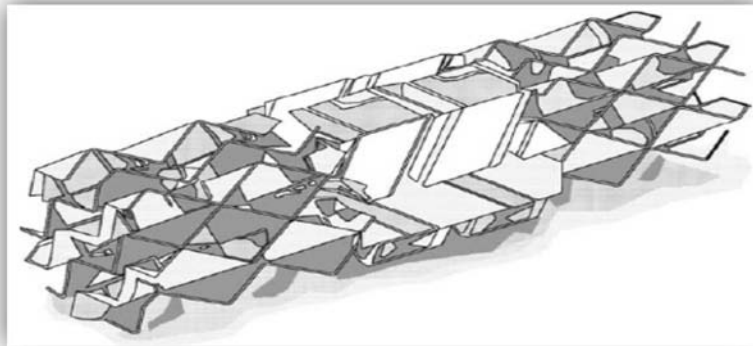


Figura 5-15. Mezclador estático.

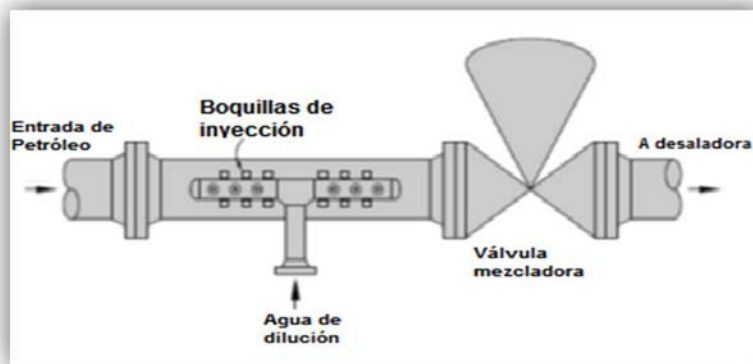


Figura 5-16. Válvula mezcladora.

El logro de altas eficiencias de mezcla sin crear emulsiones estables requiere una experiencia considerable, así como entender los efectos externos como son el ahorro en potencia de la bomba, combustible, productos químicos y rotura de la emulsión que se puede realizar mediante la reducción por la caída de presión de la mezcla y la reducción de la temperatura de separación de desalado; así como evitar el tratamiento excesivo del fluido.

5.3.4 Medición del nivel de interfase

Niveles de interfase: Estos valores son muy útiles a la hora de establecer el sistema de control del equipo, ya que estos determinen los valores de alarma por encima y por debajo del nivel normal; por ejemplo, para fijar estos valores se debe utilizar los estándares establecidos en la norma PDVSA “Separadores Líquido-Líquido”, como se ve en la parte de abajo (Figuera García, 2009).

Descripción Típica	Siglas Típicas en Español	Siglas Típicas en Inglés
Nivel Alto Alto de Interfase	NAAI	HHIL
Nivel Alto de Interfase	NAI	HIL
Nivel Normal de Interfase	NNI	NIL
Nivel Bajo de Interfase	NBI	LIL
Nivel Bajo Bajo de Interfase	NBBI	LLIL

Para determinar los niveles de la interfase con la norma se necesita las siguientes suposiciones:

- En el caso de la norma utilizada se consideran los separadores líquido-líquido sin internos, si fuera para el caso contrario y se tiene un separador con internos que son los encargados de promover la separación electrostática, estos internos, los electrodos, en ningún momento deben estar por debajo de la interfase, ya que si estos se encuentran sumergidos en un medio con mayor porcentaje de fase acuosa se formará un arco eléctrico que anula el campo electrostático, y por ende la coalescencia de las gotas (Abdel y Mohamed, 2003). Es necesario suponer que, lo que en el caso de la norma es considerado como límite será la altura del primer electrodo.
- Considerando lo anterior y siguiendo lo establecido por la norma, se debe determinar los niveles de la interfase en función de la distancia desde el fondo hasta el electrodo inferior (L_{e1e_i}), como se ve abajo.

Nivel de Interfase	% (L_{e1e_i})
NAI	76.4
NNI	50
NBI	27,5

Los transmisores de nivel de tipo desplazamiento pueden causar problemas cuando el lodo se acumula en la interface de aceite y agua, también cuando la densidad de crudo y la temperatura varían radicalmente (Bartley, 1983). Las sondas de tipo admisión, que detectan la admitancia eléctrica (recíproco de la

impedancia), son inmunes a la gravedad y los cambios de temperatura (Bartley, 1983; Morris, 1984), en la **Figura 5-17** se muestran estos medidores.

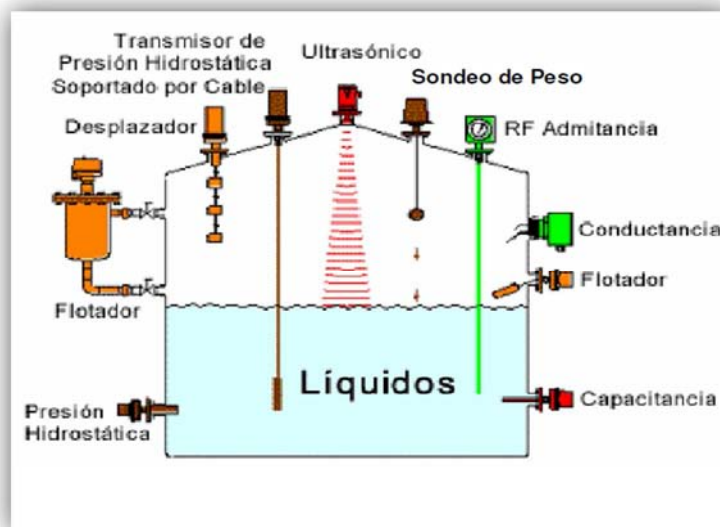


Figura 5-17. Tipos de medidores de nivel de líquidos en la industria.

5.3.5 Cuestionario para el equipo

La **Tabla 5-5** muestra un cuestionario típico para equipos para la deshidratación/desalación, la mayoría de los artículos son fáciles de entender; en consecuencia, los comentarios se limitan a análisis del agua y del crudo, estos análisis pueden detectar problemas potenciales y presentes. Chesire (1979) ofrece los siguientes ejemplos:

1. Carbonato/bicarbonato indica una fuerte tendencia hacia las incrustaciones.
2. Calcio/silicato de magnesio denota finos en el yacimiento.
3. Sulfuro de hierro confirma la corrosión agresiva por las bacterias reductoras de sulfato.
4. Los sólidos tales como finos, lodos de perforación, productos de corrosión a menudo estabilizan la emulsión de crudo. Puede ser ventajoso añadir un agente tensioactivo para alterar la mojabilidad de los sólidos.

Tabla 5-5. Cuestionario para Equipos: Deshidratación/Desalinización

1	Fluido total para ser procesado:	
	a. Aceite, BPD	_____
	b. Agua, BPD	_____
2	G.O.R. (promedio)	_____
3	Densidad específica del aceite	_____
4	Densidad específica del agua	_____
5	Máximo y mínimo esperado del porcentaje del agua producida	_____
6	Unidad de tratamiento para la presión de operación máxima y mínima	_____
7	Caída de presión permitida a través de la Planta de desalación al tanque	_____
8	Viscosidad del aceite a cuatro temperaturas	_____
9	Salinidad del agua producida (análisis de agua, si está disponible)	_____
10	Tipo de combustible disponible	_____
11	Temperatura mínima de entrada de aceite en la estación	_____
12	Salinidad del agua para dilución	_____
13	Cantidad máxima de agua de dilución disponible	_____
14	Tipo de electricidad disponible: tensión Hertz, fase, potencia	_____
15	Requerimientos para el aceite de salida:	
	a. % de BS&W	_____
	b. Contenido de sal en libras por 1,000 barriles de aceite (PTB)	_____
16	Características del crudo, incluyendo punto de fluidez, punto de rocío, contenido en parafinas, y contenido en arena/sólidos	_____
17	Temperatura ambiente:	
	a. Verano—máximo, mínimo	_____
	b. Invierno—máximo, mínimo	_____
18	Tipo de emulsión o ruptura química siendo utilizada o preferable	_____
19	Descripción general del campo y la distribución de la planta física con posibles sitios de plantas (adjuntar croquis o dibujo)	_____

Fuente: NATCO, 1991

5.4 DIMENSIONES DEL EQUIPO DE DESALADO

Mediante ecuaciones que se deducen al establecer las restricciones de sedimentación que están evaluadas para los equipos de tratamiento de emulsiones, así como para determinar el diámetro y longitud del equipo, tiempo de residencia, volumen total y el volumen ocupado por la fase acuosa se utiliza un procedimiento, este se describe a continuación (Arnold y Stewart, 2007).

1) Para el diámetro y longitud efectiva del desalado: En este caso se debe establecer, para obtener el valor del diámetro y la longitud del recipiente, que la velocidad de la gota de agua al asentarse debe ser suficiente para vencer la fuerza de arrastre que ejerce el crudo fluyendo en dirección contraria a la gota a través del desalador.

- Partiendo de esta premisa, establecemos la velocidad de asentamiento igual a la velocidad del crudo y utilizar la relación resultante para obtener la dependencia entre la longitud y el diámetro del equipo.
- Finalmente con la ecuación obtenida y la relación longitud – diámetro (F_1) establecida en las patentes y publicaciones que describen el proceso de desalación y procesos afines, constituir las ecuaciones que determinan el dimensionamiento del equipo, las cuales proporcionan la longitud (L_{eff}) y el diámetro (D) del recipiente (**ecuaciones 5-22 y 5-23**).

$$F_1 = \frac{L_{eff}[m]}{D[m]} \quad (5-22)$$

$$D[m] = \sqrt{\frac{18\mu_o[Pa.s]Q_o\left[\frac{m^3}{s}\right]}{\Delta\rho\left[\frac{kg}{m^3}\right]g\left[\frac{m}{s^2}\right]dm[m]^2F_1}} \quad (5-23)$$

2) Tiempo de residencia: Al igual que las dimensiones del recipiente, el tiempo de residencia depende de las restricciones del equipo.

- Como punto de partida, es necesario establecer que el tiempo de residencia es igual al tiempo que tarda el crudo en fluir a través del recipiente, lo que a su vez es igual al tiempo en que las gotas sedimentan y se separan del crudo, es decir, al obtener el tiempo de residencia para el crudo, este se considera igual al tiempo de residencia para la fase acuosa.
- Para el cálculo, suponer que el crudo ocupa sólo el 75% del equipo, luego, determinar las ecuaciones que definen el volumen ocupado por el crudo y el gasto del mismo, y finalmente igualar la expresión que define dicho volumen dividido por el tiempo que tarda el crudo en fluir a través del recipiente

(tiempo de residencia) con el gasto del crudo (Arnold y Stewart, 2007), de lo que resulta la **ecuación 5-24** que determina el tiempo de residencia del crudo, $(tr)_o$.

$$(tr)_o [s] = \frac{3.20 \times 10^{-5} D[m]^2 L_{eff}[m]}{Q_o[\text{bbl/día}]} \quad (5-24)$$

3) Volumen total del equipo: Hasta este punto sólo se conoce el diámetro y la longitud efectiva del recipiente, sin embargo es necesario conocer además del volumen efectivo del equipo ($V_{o_{eff}}$), el volumen total del mismo ($V_{o_{total}}$), ya que este valor permite determinar el tiempo en que se llena el equipo, así como también proporciona información necesaria para el arranque y parada en una planta, por ejemplo.

- Debido a que la forma del recipiente es cilíndrica y semiesférica, el cálculo del volumen total se realiza con la contribución del volumen cilíndrico (o efectivo) y el volumen de las semiesferas ($V_{o_{semi}}$) como se muestra en la **ecuación 5-25** (Perry et. al., 1992):

$$V_{o_{total}} [m^3] = V_{o_{eff}} [m^3] + V_{o_{semi}} [m^3] = \frac{\pi D[m]^2 L_{eff}[m]}{4} + \frac{\pi D[m]^3}{6} \quad (5-25)$$

4) Volumen ocupado por la fase de agua y su respectiva altura: En los recipientes separadores, tanto bifásicos como trifásicos, debe existir un volumen fijo ocupado por la fase más densa, el cual favorece la separación de fases. En el caso de la separación de la mezcla agua y crudo, este volumen fijo se corresponde a la fase de agua.

- El procedimiento óptimo para determinar el porcentaje de volumen ocupado por el agua ($\%V_{oif}$), es por medio de la experimentación, sin embargo, debido a que se carece de estos medios exploratorios, lo que resulta más conveniente es fijarlo de acuerdo a la experiencia observada en las publicaciones, patentes y normas de separadores y desaladores.
- Con dicho valor fijado, obtener el volumen ocupado por la fase de agua (V_{oif}), como se muestra en la **ecuación 5-26**. Es necesario también, conocer la altura de la fase de agua (h_{if}), ya que este valor es de gran ayuda para posteriormente determinar la distribución interna del recipiente. Esta altura, se debe calcular mediante una serie de relaciones trigonométricas con las dimensiones del equipo, las cuales se representan en las **ecuaciones 5-27 a 5-30**.

$$V_{o_{if}}[m^3] = \frac{\%V_{o_{if}} \times V_{o_{total}}[m^3]}{100} \quad (5-26)$$

$$\theta = 2 \times \arccos\left(1 - \frac{2 \times h_{if}[m]}{D}\right) \quad (5-27)$$

$$V_{o_{if1}}[m^3] = \frac{1}{8} \times D[m]^2 \times L_{eff}[m] \times (\theta - \text{sen}\theta) \quad (5-28)$$

$$V_{o_{if2}}[m^3] = \frac{1}{6} \times \pi \times h_{if}[m]^2 \times (3 \times D[m] - 2 \times h_{if}[m]) \quad (5-29)$$

$$V_{o_{if}}[m^3] = V_{o_{if1}}[m^3] + V_{o_{if2}}[m^3] \quad (5-30)$$

5) Distancia recorrida por la gota: Se debe suponer que esta distancia es aquella que va desde la interfase agua–crudo hasta el electrodo superior, debido a que dicho valor establece el recorrido más largo que puede realizar la gota antes de llegar a la interfase.

- Esta distancia también constituye un factor importante en la distribución interna en el recipiente, especialmente en la posición de los electrodos. El valor se determina mediante la ecuación que relaciona el tiempo de residencia con la velocidad de asentamiento o sedimentación (V_{es}) y la distancia recorrida por la gota (h_{esi}), la cual se presenta en la **ecuación 5-31** (Fetter et. al., 2005).

$$h_{esi}[m] = (t_r)_o[s] \times V_{es}[m/s] \quad (5-31)$$

5.5 DISEÑO ELÉCTRICO DEL EQUIPO

Los parámetros para el diseño eléctrico del desalador, son los mismos que se ocupan para el diseño eléctrico en deshidratadores, por lo que la **Tabla 5-6** resume estos conceptos y sus ecuaciones.

Tabla 5-6. Parámetros para diseño eléctrico del desalador.

Parámetro	Valor	Ecuación
Constante dieléctrica del crudo (Pérez y Garfias, 2002)	2-2.5	
Constante dieléctrica del agua (ϵ_w) (Masliyah y Bhattacharjee, 2006).	Variación de la constante dieléctrica del agua en función de la temperatura.	$\epsilon_w = 7.26 \times 10^{-4} \times T[^\circ C]^2 - 3.96 \times 10^{-1} \times T[^\circ C] + 8.79 \times 10^{+1}$
Tensión superficial de ambos líquidos (agua y crudo) (λ_w, λ_o), (Eow y Ghadiri, 2003).	Es necesario conocer la Tensión superficial de ambos líquidos	<p>Tensión interfacial entre ellos</p> $\lambda_{w-o} \left[\frac{mN}{m} \right] = \lambda_w \left[\frac{mN}{m} \right] - \lambda_o [mN/m]$ <p>Tensión superficial del agua</p> $\lambda_w \left[\frac{mN}{m} \right] = -3.07 \times 10^{-4} \times T[^\circ C]^2 - 1.36 \times 10^{-1} \times T[^\circ C] + 7.56 \times 10^{+1}$ <p>Tensión superficial del crudo (Darwish et al., 1995).</p> $\lambda_o \left[\frac{mN}{m} \right] = 1.682 \times 10^{-1} \times P_{cri} [psi]^{2/3} \times T_{cri} [K]^{1/3} \times BB(1 - T_r)^{11/9}$ $BB = 0.1196 \left[1 + \frac{(T_{bo})_r \times \ln \left(\frac{P_{cri} [psi]}{14.696} \right)}{1 - (T_{bo})_r} \right] - 0.279$
Gradiente de campo eléctrico máximo (Eow et. al., 2001).	Depende de una constante de proporcionalidad (K_p) que está en función de las propiedades eléctricas de los fluidos.	$E_c \left[\frac{V}{m} \right] \leq K_p \times \sqrt{\frac{\lambda [mN/m]}{d_m [\mu m]}}$

Distancia entre los electrodos. Caso AC(Koszman, 1974)		$L_{ee}[m] = h_{esi}[m] - \frac{D[m]}{2}$ ancho de la rejilla superior (A_{ele_s}) $A_{ele_s}[m] = 0.80 \times D[m]$ rejilla inferior (A_{ele_i}) $A_{ele_i}[m] = 0.90 \times D[m]$ longitud efectiva del desalador $L_{ele}[m] = L_{eff}[m]$
Distancia entre gotas (Sjöblom, 2006)	Suponer que el campo eléctrico crítico y la distancia entre gotas (Leg) elevado a una potencia son proporcionales	$L_{eg}[\mu m] = \left(\left(\frac{a}{b} \right)_{crit} - 1 \right) \times \frac{d_m[\mu m]}{0.568}$
Campo eléctrico aplicado(E _o) (Eow y Ghadiri, 2002) (Nöik et. al., 2006).	Supone que las fuerzas están en una misma dirección y velocidad de la partícula igual acero (en función de los parámetros conocidos y/o previamente calculados, como la masa (M _{gw}) y la velocidad (V _{egw}) de una gota.)	$E_o = M_g[kg] \times \frac{dV_{egw} \left[\frac{m}{s} \right]}{dt[s]}$ $= \frac{1}{6} \times \pi * d_m[m]^3 \times \rho_w \left[\frac{kg^3}{m} \right] \times \frac{V_{e_s} \left[\frac{m}{s} \right]}{(t_r)_{ee}[s]}$ $= (F_g + F_{dip} - F_b - F_a - F_e)[N]$
Voltaje aplicado (V)	Distancia entre electrodos	$V[V] = E_o \left[\frac{V}{m} \right] \times L_{ee}[m]$

Como ya se mencionó para realizar el dimensionamiento de un desalador se deben tener en cuenta el diámetro y longitud del equipo esto como resultado de las ecuaciones planteadas en la metodología de una investigación previa, por lo que se tiene una *relación de longitud y diámetro*, este valor depende de los parámetros antes mencionados y en la literatura podemos encontrar estas relaciones hechas por varios autores de la industria, se muestra como ejemplo abajo una comparación de las mismas (Figuera García, 2009).

AUTOR	RELACIÓN
Martin, 1979	3 y 4
Robinson, 1983	3 a 3.5

5.6 PROCEDIMIENTOS DE DISEÑO DEL EQUIPO

Las desaladoras electrostáticas horizontales son generalmente dimensionadas utilizando la velocidad vertical de ascenso del petróleo crudo a la línea central, esta velocidad se establece ya sea por pruebas de campo o por la experiencia con crudos similares.

Los requerimientos de agua de dilución para una sola etapa de desalación convencional y de dos etapas con reciclado se establecen a través de balances de materia (Burris (1978) y Smith (1974)) que se describen enseguida.

5.6.1 Una etapa de desalación

En la **Figura 5-17** se muestra el diagrama de flujo para el desalado en una sola etapa convencional, este diagrama de flujo ayuda a desarrollar el balance de materia, al demostrar como varios volúmenes se mezclan y se separan si se asume una eficiencia de mezclado, E , no obstante el volumen resultante de $D(1 - E)$, no es un volumen real, que es generado por la eficiencia de mezclado, E . Tomando en cuenta lo anterior pueden desarrollar el siguiente balance de materia (ver nomenclatura):

Balance general de salmuera (todos los volúmenes en barriles)

$$A + D = B + V \quad (5-32)$$

Balance de salmuera en la mezcladora T y en la válvula (todos los volúmenes en barriles)

$$A + ED = L \quad (5-33)$$

Balance de la sal en la mezcladora T y en la válvula

$$AK_A + EDK_D = K_L L \quad (5-34)$$

Combinar las **ecuaciones (5-33) y (5-34)**:

$$K_L = (AK_A + EDK_D)/(A + ED) \quad (5-35)$$

Considere el flujo de crudo, B , dejando la desaladora:

$$\frac{\text{lb sal}}{1,000 \text{ bbl crudo}} = \frac{\text{bbl salmuera}}{1,000 \text{ bbl crudo}} \times \frac{\text{lb sal}}{\text{bbl salmuera}}$$

$$\text{ó} \quad Z = BK_B \quad (5-36)$$

Pero $K_L = K_B$, por lo tanto:

$$Z = BK_B = B(AK_A + EDK_A)/(A + ED) \quad (5-37)$$

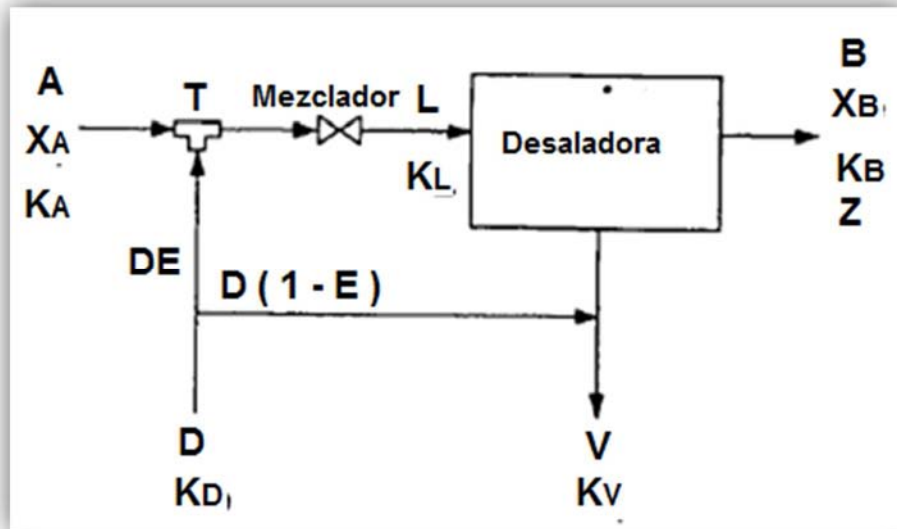


Figura 5-18. Diagrama de flujo de una sola etapa de desalación (ver sección de Nomenclatura).

Para este proceso surgen dos casos (Manning, 1995):

- Caso 1. Calcular el PTB del efluente del agua de dilución: (es decir, calcular Z dada A, K_A, B, D, K_D y E). En este caso la **ecuación 5-35** puede ser utilizado directamente.
- Caso 2. Calcular el agua de dilución requerida para producir un PTB específico: es decir, calcular D dada A, K_A, B, Z (o K_B), K_D y E .

Reacomodando la **ecuación 5-37**

$$D = A(BK_A - Z)/E(Z - BK_D) \quad (5-38)$$

Nótese que Z no puede reducirse por debajo del valor de BK_D .

5.6.2 Para dos etapas de desalación con reciclaje

En la **Figura 5-18** se muestra el diagrama de flujo para la desalación convencional de dos etapas, en donde el agua de disolución se inyecta entre las dos etapas y el agua de desalado de la segunda etapa se recicla y se reinyecta en el crudo de entrada por delante de la primera etapa. De lo anterior puede desarrollarse el siguiente balance de materia:

1. Balance volumétrico general de salmuera en la segunda etapa

$$B + D = C + R \quad (5-39)$$

2. Balance de la sal en la segunda desaladora

$$BK_B + DK_D = CK_C + RK_R \quad (5-40)$$

3. Balance volumétrico de salmuera en la segunda mezcladora T y la segunda válvula

$$B + E_2D = M \quad (5-41)$$

4. Balance de masa de sal en la salmuera de la segunda mezcladora T y la segunda válvula

$$BK_B + E_2DK_D = MK_M \quad (5-42)$$

5. Balance volumétrico de salmuera en la primera mezcladora T y la primera válvula

$$A + E_1R = N \quad (5-43)$$

6. Balance de masa de sal en la salmuera de la primera mezcladora T y la primera válvula

$$AK_A + E_1RK_R = NK_N \quad (5-44)$$

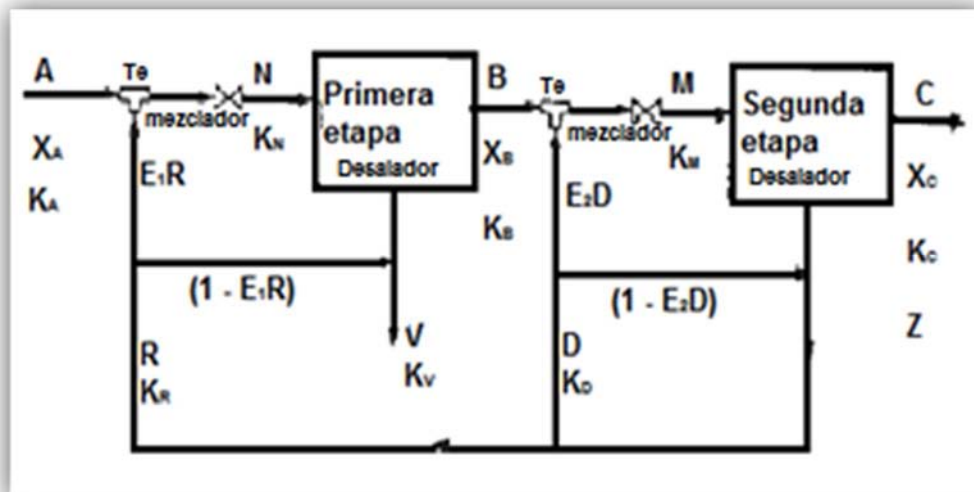


Figura 5-19. Diagrama de flujo de la desalación de dos etapas con reciclaje (ver sección de Nomenclatura).

Combinando las **ecuaciones (5-41) y (5-42)**:

$$K_M = (BK_B + E_2DK_D)/(B + E_2D) \quad (5-45)$$

Combinando también las **ecuaciones (5-43) y (5-44)**:

$$K_N = (AK_A + E_1RK_R)/(A + E_1R) \quad (5-46)$$

En la **Figura 5-18** se muestra que:

$$K_N = K_B \quad (5-47)$$

$$K_M = K_C \quad (5-48)$$

Sustituyendo la **ecuación 5-47** en la **ecuación 5-46**.

$$K_B = (AK_A + E_1RK_R)/(A + E_1R) \quad (5-49)$$

En el volumen de crudo que sale de la segunda desaladora:

Por definición $Z = CK_C$. Utilizando las **ecuaciones 5-48 y 5-45** para obtener Z.

$$Z = CK_C = CK_M = C(BK_B + E_2DK_D)/(B + E_2D) \quad (5-50)$$

Reorganizando la **ecuación 5-50**

$$BK_B + E_2DK_D = (B + E_2D)(Z/C) \quad (5-51)$$

Una vez más surgen dos casos:

Caso 1. Cálculo del volumen de agua de dilución, D, cuando el PTB, Z, es especificado.

Un procedimiento de cálculo es:

Se calcula:

$$F = Z - CK_D \quad (5-52)$$

$$G = E_1E_2F \quad (5-53)$$

$$H = (BE_1 + AE_2 - CE_1E_2)F \quad (5-54)$$

$$J = AB(Z - CK_A) \quad (5-55)$$

$$D = (-H + \sqrt{H^2 - 4GJ})/2G \quad (5-56)$$

Caso 2. Cálculo del contenido de sal resultante, Z, cuando se especifica el gasto de dilución.

Un procedimiento de cálculo es:

Calcule:

$$1. R = B + D - C \quad (5-57)$$

$$2. N = A + E_1 R \quad (5-43)$$

$$3. M = B + E_2 D \quad (5-41)$$

$$4. RK_R = \frac{BAK_A(M-C) + NDK_D(M-E_2C)}{MN + BE_1(C-M)} \quad (5-58)$$

$$5. KB = (AK_A + E_1 RK_R) / N \quad (5-59)$$

$$6. Z = BK_B + DK_D - RK_R \quad (5-60)$$

5.7 OPERACIÓN

En esta sección se estudiará la eficiencia de remoción de contaminantes, la instalación y la solución de los problemas de operación más comunes.

5.7.1 Remoción de Contaminantes

Las desaladoras eliminan además del cloruro de sodio, eliminan también otras sales solubles e insolubles en agua, ácidos y bases, sedimentos, sólidos que escaparon del filtrado y algunos metales pesados. Bartley (1982) menciona la remoción de los estos contaminantes de una unidad desaladora de una sola etapa:

Sal	90%	ceniza (seca ppm)	75%
Fe	75%	V	30%
Zn	75%	Mg	60%
Ca	90%	Na	90%

Las unidades de contacto en contracorriente pueden alcanzar niveles más altos de eliminación debido a los numerosos "ciclos de contacto" entre el agua de dilución y los S&W que son más eficientes que en una etapa de mezclado.

Naeger y Perugini (1991) afirman la inyección de 0.1 a 100 PTB de una amina orgánica de lavado mejora el desalado en refinerías de petróleo, esta solución consiste en 20% en volumen de etileno di-amina, 1.8% en volumen de hidróxido de potasio (KOH) y 78.2% en volumen de agua.

5.7.2 Instalación

Para la instalación se sugieren las siguientes consideraciones, estas mismas recomendaciones también se aplican a desaladores electrostáticos.

- Los recipientes deben estar al mismo nivel para su correcto funcionamiento.
- Siga las recomendaciones del fabricante, especialmente al manejar o instalar el cable de alta tensión.
- Asegúrese de que el transformador y de los recipientes esté conectado a tierra antes de conectar la línea de electricidad.
- El interruptor del circuito se cierre debe estar en la posición de apagado hasta que la instalación y todas las comprobaciones se han completado.

5.7.3 Solución de problemas del equipo

Como se ha mencionado previamente, la desalación como la deshidratación, utilizan cuatro componentes en sus procesos (productos químicos, tiempo, calor y electricidad) para lograr un buen tratamiento, si se cambia un componente o se pierde, los otros deben ser cambiados también para compensar en el proceso. Si todos los componentes se mantienen adecuadamente y el tratamiento todavía no surte el efecto deseado, se concluye por lógica es que la emulsión ha cambiado.

Los puntos siguientes son una guía de solución de problemas (NATCO de operacion, 1991):

- Reducción de la temperatura de operación:
 - Termostato ajustado a una baja temperatura.
 - Apagado por bajo nivel de líquido.
 - El piloto del quemador o quemador principal no se logran encender.
- Pérdida de flujo en la inyección de productos químicos:
 - Mal funcionamiento de la bomba del químico.
- Acumulación excesiva de sólidos en la interfase de aceite y agua:
 - Suministro inadecuado de calor o químico.
 - Puede requerir cambio de demulsificante.
 - Si es necesario, se retira el exceso de sólidos.
- Alto nivel de la interfase en la sección coalescente:
 - Mal funcionamiento del control de interfase.
 - Válvula de descarga de agua defectuosa.
 - Válvula de agua enarenada o atascada.
 - Pérdida de aire comprimido en los instrumentos.

- Problemas de recirculación de la emulsión en fondo del tanque, etc.:
 - Puede requerir químico adicional (la entrada de la bomba de recirculación donde es un buen punto de inyección).
 - Gasto de recirculación demasiado alto.
- Aumento de flujo a través del desalador:
 - El exceso de recirculación
 - Aumento de la producción
 - Nuevos pozos puestos en operación
- Averías eléctricas
 - Seguir las indicaciones del fabricante
 - Observar todas las normas de seguridad.

5.8 BENEFICIOS DE UN PROCESO DE DESALADO ÓPTIMO

La aplicación de un óptimo proceso de desalado tiene los siguientes beneficios

- Incremento de la economía de combustible.
- Reducción de las tareas de limpieza y mantenimiento.
- Menor consumo de NH_3 (Amoniaco), que se usa para neutralizar los sulfuros.
- Aumento de la vida útil del catalizador.
- Aumento de la eficiencia operativa de la refinería.
- Reducción de la corrosión por sulfuro.

5.9 EJEMPLOS PRÁCTICOS

Caso Histórico (Burris, 1978) se tiene la siguiente información: Un crudo contiene 10% de volumen de agua producida que contiene 70 libras de NaCl (equivalente) por cada barril de agua remanente y el agua de dilución disponible contiene 2.1 libras de NaCl (equivalente) por barril. Un nivel de deshidratación de 0.1% en volumen de S&W y la eficiencia de mezclado que se puede alcanzar son de 80%. Utilice como base 1,000 barriles de crudo limpio para todos los cálculos.

Ejemplo 5-1. El agua de mar como agua de dilución

La sal y el agua remanente puede en tanto éste en el límite permitido, no pueden diluirse más allá de la salinidad del agua de dilución. Matemáticamente en la **ecuación 5-38**, en un caso de un volumen infinito de agua de dilución ($Z - BK_D$), puede aproximarse a cero, pero este valor no pueda ser negativo. La **ecuación 5-2**, por lo tanto, proporciona la concentración absoluta en PTB mínima usando agua de mar como agua de disolución.

$$PTB = (1,000) \frac{0.1}{(100 - 0.1)} (350 \times 1.02) \frac{3.5}{100} = 12.5$$

Donde $\gamma = 1.02$ para el agua de mar (ver **Figura 1-9**, capítulo 1)

Se asume que la salinidad del agua de mar es de 35,000 ppm en peso o 3.5% de peso. Por lo tanto, el agua de mar no es adecuada como agua de dilución.

Ejemplo 5-2. Una etapa de desalinización

El caso histórico suministra la siguiente información:

$K_A = 70$ libras de NaCl/bbl de A

$K_D = 2.1$ libras de NaCl/bbl de D

$X_A = 0.10$

$X_B = 0.001$

$E = 0.80$

A partir de la nomenclatura y establecemos que $T = 1,000$ bbl de crudo limpio:

$A = TX_A / (1 - X_A) = (1,000)(0.10) / (0.90) = 111$ bbl de salmuera

$B = TX_B / (1 - X_B) = (1,000)(0.001) / (0.999) = 1.001$ bbl de salmuera

Caso 1. Calcule el agua de dilución necesaria para conseguir la especificación de 10 libras de NaCl/1,000 en bbl.

La variable Z se proporciona, por lo tanto, la **ecuación 5-38** se puede utilizar.

$$\begin{aligned} Z &= 10 \\ D &= A(BK_A - Z)/E(Z - BK_D) \\ &= (111)[(1.001)(70) - 10]/(0.80)[10 - (1.001)(2.1)] \\ &= 1,055 \text{ bbl de agua de dilución / 1,000 bbl de crudo limpio.} \end{aligned}$$

Caso 2. Calcular el contenido de PTB resultante si se utilizan 1,055 bbl de agua de dilución del caso 1.

La variable D se proporciona, por lo tanto, la **ecuación 5-37** se puede utilizar.

$$\begin{aligned} Z &= B(AK_A + EDK_D)/(A + ED) \\ &= (1.001)[(111)(70) + (0.80)(1,055)(2.1)]/[111 + (0.80)(1,055)] \\ &= 10.0 \text{ libras de sal / 1,000 bbl de crudo limpio.} \end{aligned}$$

Ejemplo 5-3. Dos etapas de la desalación sin reciclaje. Cuando el agua de la desaladora de la segunda etapa no se recicla en la primera, la primera etapa de desalado simplemente reduce el volumen de agua remanente en el crudo a 0.1% en volumen. A pesar de que el agua remanente no ha sido diluida, la primera etapa ha reducido el contenido de sal de la corriente de crudo de 7,770 PTB a 70 PTB o dicho de otra forma la eliminación a más de 99%.

Los procedimientos de cálculo para la desaladora de la segunda etapa son idénticos a las de una sola etapa, por lo que se ejemplifica para los dos casos.

Caso 1. Calcule el agua de dilución de la segunda etapa necesaria para lograr una especificación de 10 PTB. La **ecuación 5-38** se puede utilizar ya que se proporciona Z.

$$\begin{aligned} D &= A(BK_A - Z)/E(Z - BK_D) \\ &= (1.001)[(1.001)(70) - 10]/(0.80)[10 - (1.001)(2.1)] \\ &= 9.52 \text{ bbl de agua de dilución / 1,000 bbl de crudo limpio.} \end{aligned}$$

Caso 2. Calcular resultante de PTB si el contenido es 9.52 bbl de agua de dilución se utilizan para la segunda etapa. La **ecuación 5-37** se puede utilizar porque D se proporciona.

$$\begin{aligned} Z &= B(AK_A + EDK_D)/(A + ED) \\ &= (1.001)[(1.001)(70) + (0.80)(9.52)(2.1)]/[1.001 + (0.80)(9.52)] \\ &= 10.0 \text{ lb de sal / 1,000 bbl de crudo limpio.} \end{aligned}$$

Ejemplo 5-4. Dos etapas de desalación con reciclaje. El caso histórico suministra la siguiente información:

$$\begin{aligned} E_1 &= 0.8 & E_2 &= 0.8 \\ K_A &= 70 \text{ libras de NaCl / bbl A} & K_D &= 2.1 \text{ libras de NaCl / bbl A} \\ T &= 1,000 \text{ bbl de crudo limpio} & X_A &= 0.1 \\ X_B &= 0.001 & X_C &= 0.001 \end{aligned}$$

Utilice las definiciones en la nomenclatura: (base = 1,000 bbl de crudo limpio), para calcular A, B y C.

$$\begin{aligned} A &= TX_A / (1 - X_A) = (1,000)(0.10) / (0.90) = 111 \text{ bbl de salmuera} \\ B &= TX_B / (1 - X_B) = (1,000)(0.001) / (0.999) = 1.001 \text{ bbl de salmuera} \\ C &= TX_C / (1 - X_C) = (1,000)(0.001) / (0.999) = 1.001 \text{ bbl de salmuera} \end{aligned}$$

Caso 1. Calcule el agua de dilución requerida para lograr una especificación de 10 PTB.

Siguiendo el "Procedimientos de diseño del equipo, de dos etapas con reciclaje" (página 228).

$$\begin{aligned} 1. \quad F &= Z - CK_D & (5-52) \\ &= 10 - (1.001)(2.1) = 7.898 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \quad G &= E_1 E_2 F & (5-53) \\ &= (0.80)(0.80)(7.898) = 5.055 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 3. \quad H &= (BE_1 + AE_2 - CE_1 E_2)(F) & (5-54) \\ &= [(1.001)(0.80) + (111.1)(0.80) - (1.001)(0.80)(0.80)](7.898) \\ &= 702.162 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 4. \quad J &= AB(Z - CK_A) & (5-55) \\ &= (111.11)(1.001)[10 - (1.001)(70)] \\ &= -6,681.133 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 5. \quad D &= (-H + \sqrt{H^2 - 4GJ}) / 2G & (5-56) \\ &= \frac{-702.162 + \sqrt{702.162^2 - (4)(5.055)(-6,681.133)}}{2(5.055)} \end{aligned}$$

$$= 8.94 \text{ bbl de agua de dilución/1,000 bbl de crudo limpio.}$$

Caso 2. Calcular el PTB que se logra cuando se usan 8.94 bbl de agua de dilución del caso 1.

Siga las "Procedimientos de diseño del equipo, de dos etapas con el reciclaje" (página 300).

$$\begin{aligned} 1. \quad R &= B + D - C & (5-57) \\ &= 1.001 + 8.94 - 1.001 = 8.94 \text{ bbl} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \quad N &= A + E_1 R & (5-43) \\ &= 111.11 + (0.80)(8.94) = 118.26 \text{ bbl} \end{aligned}$$

$$3. M = B + E_2 D \quad (5-41)$$

$$= 1.001 + (0.80) (8.94) = 8.15 \text{ bbl}$$

$$4. RK_R = \frac{BAK_A(M-C) + NDK_D(M-E_2C)}{MN + BE_1(C-M)} \quad (5-58)$$

$$= \frac{(1.001)(111.1)(70)(8.15 - 1.001) + (118.26)(8.94)(2.1)[8.15 - (0.80)(1.001)]}{(118.26)(8.15) + (1.001)(0.80)(1.001 - 8.153)}$$

$$= 75.13$$

$$5. K_B = (AK_A + E_1 RK_R) / N \quad (5-59)$$

$$= [(111.1)(70) + (0.80)(75.13)] / (118.26)$$

$$= 66.28$$

$$6. Z = BK_B + DK_D - RK_R \quad (5-60)$$

$$= (1.001) (66.28) + (8.94) (2.1) - 75.13$$

$$= 9.99 \text{ libras de sal / 1,000 bbl de crudo limpio.}$$

REFERENCIAS

- Manning, Francis S. y Thompson Richard E., Ph.D., P.E. 1995. Oilfield Processing: Crude oil. Vol.2. Tulsa: PennWell Publishing Company. Pag.435, ISBN0-87814-354-8.
- Varrier Castro José Miguel Angel y Niurca Rodríguez Alfonso. 2007. Recolección y Tratamiento de Petróleo y Gas, Centro Politécnico del Petróleo, pag.18-19.
- PEMEX, Diccionario de Términos de Pemex Refinación, Pag.67-68 y 135-136.
- Anisabel María Figuera García. 2009. Diseño de una Planta de desalación de crudo a escala banco, Universidad Simón Bolívar, Para optar al título de Ingeniero Químico. Pag.30-54.
- James H. Gary, et al. 2001. Petroleum Refining: Technology and Economics.4a Edition. Edit. Marcel Dekker. Pag.37-50.
- GPA. Estudios y Servicios Petroleros S.R.L. Tratamiento de crudos: Necesidad, recursos y últimos avances. Nota Técnica N° 36. Pag.1-6.
- Stewart Maurice, Ken Arnold. 2009. Emulsions and Oil Treating Equipment: Selection, Sizing and Troubleshooting. Edit. Elsevier, Pag.75-80.
- H. K. Abdel-Aal and Mohamed Aggour, et al. 2003. Petroleum and gas field processing. Edit. Marcel Dekker. Pag. 189-201. ISBN: 0-8247-0962-4.
- Shirley Marfisi y Jean Louis Salager. 2004. Cuaderno FIRP 853. Deshidratación de crudo: Principios y Tecnología. Pag.32-34.
- Ken Arnold, Maurice Stewart. 1998. Surface Production Operations. Design of Oil-Handling Systems and Facilities. 2a Edition. United States of America. Edit Gulf Publishing Company. Vol. 1. Pag.443.
- Petroleum Extension Service. Dictionary for the Petroleum Industry. 2a Edition. University of Texas at Austin. Pag.43.
- Burris, Don (1974), "Field Desalting: A Growing Producer Problem Worldwide," Pet. Engineer, Vol. 46, No. 6, pp. 38, 39, 41, 44 (June).
- Warren, K. W, and F. L. Prestridge (1988), "Crude Oil Desalting by Counterflow Electrostatic Mixing," Annual National Petroleum Refiners Association, Meeting, Paper No. AM-88-78 (March 20-22).
- Warren, Kenneth W., (1990), "Desalting Heavy Crude Oil by Counter-Flow Electrostatic Mixing", S.PE, Latin America Petroleum Engineering Conference, Paper No. SPE-21176 (October 14-19).
- Sublette, Kerry L. and Floyd L. Prestridge (1989), "Resolution of Emulsions with Multiple Electric Fields", U.S. Patent 4,804,453 (Feb. 14). Assigned to National Tank Co., Tulsa, OK.

- Hart, PR. "Method for breaking emulsions in a crude oil desalting system", United States Patent (USP) n°5,256,305. Oct. 26, 1993.
- Montemayor RG, "Distillation and Vapor Pressure Measurement in Petroleum Products", American Society for Testing and Materials (ASTM), Manual Series: MNL – 51. 2008.
- Spirax – Sarco Limited. "Resources: Steam Tables". 2009. Disponible en el sitio web: <http://www.spiraxsarco.com/resources/steam-tables.asp>. Consultado en mayo del 2009.
- Jones, DS. y Pujado PR. "Handbook of Petroleum Processing". Springer Science + Business Media B.V. 2008. Disponible en el sitio web: <http://www.springerlink.com/>. Marzo de 2009.
- ASTM, American Society of Testing and Materials (2003). "Standard Test Method for Viscosity-Temperature Charts for Liquids Petroleum Products", ASTM D341 – 03.
- Erwin, D, "Oil and Gas Production Surface Facility Design and Rating", Industrial Chemical Process Design, Mc – Graw Hill Professional. 2002. pp. 117 – 158.
- Burris, Don (1978), "How To Design an Efficient Crude Desalting System," World Oil, Vol. 186, No. 7, pp. 150-156 (June).
- Anon (1983), "Static Mixer improves Desalting Efficiency," Oil & Gas Journal, Vol. 81, No. 42, pp. 128-29 (Oct. 17).
- PDVSA "Separadores Líquido – Líquido", Manual de Diseño de Proceso, Separación Física. Tambores Separadores. Feb. 1996.
- Bartley, Don (1982), "Heavy Crudes, Stocks Pose Desalting Problems", Oil & Gas Journal, Vol. 80, No. 5, pp. 117-124 (Feb. 1).
- Morris, David R. (1984), "NPRA Q & A-3. Heavy Feeds Stress Desalting, Other Operations", Oil & Gas Journal, Vol. 82, No. 21, pp. 149-50 (May 21).
- Chesire, D. A. (1979), "NPRA Q & A-8, Treating and Desalting", Oil & Gas Journal, Vol. 77, No. 29, p. 72 (July 16).
- NATCO (1991), Tulsa, OK, Personal Communication.
- Arnold, K. y Stewart, M. "Oil and Water Separation", Surface Production Operations. Segunda Edición, Vol 1, Gulf Professional Publishing. 2007. pp. 135 – 159.
- Perry, RH, Green DW. and Maloney JO, "Manual del Ingeniero Químico". McGraw – Hill. Sexta Edición. Tomo I. México, 1992.
- Fetter, E. Borrel, ER. and Garfias FJ, "Optimum temperature in the electrostatic desalting of maya crude oil", Journal of the Mexican Chemical Society, año / vol. 49, number 001. Sociedad Química de México. México, 2005. pp. 14 – 19.

- Koszman, I. "General Engineering Research and Development Desalter Design and Operating Guidelines", Exxon Engineering. June 1974.
- Sjoblom, J. "Emulsions and Emulsion Stability". Taylor & Francis Group, LLC. Estados Unidos, 2006.
- Eow, JS. Ghadiri M. Sharif, AO. y Williams, TJ, "Electrostatic enhancement of coalescence of water droplets in oil: a review of the current understanding", Chemical Engineering Journal. 84, 2001, pp.173 - 192.
- Nöik, C. Chen, J. y Dalmazzone. C., "Electrostatic Demulsification on Crude Oil: A State – of – the – art Review", International Oil & Gas Conference and Exhibition in China, 5-7 December 2006, Beijing, China, Society of Petroleum Engineers (SPE). 2006.
- Eow, JS. y Ghadiri, M. "Motion, deformation and break-up of aqueous drops in oils under high electric fields", Chemical Engineering and Processing. 42, 2003, pp. 259 – 272.
- Eow, JS. y Ghadiri, M. "Electrostatic enhancement of coalescence of water droplets in oil: a review of the technology", Chemical Engineering Journal. 84, 2002, pp. 357 – 368.
- Naeger, Dennis P. and Joseph J. Perugini, 1991, "Crude Oil Desalting Process," U.S. Patent 4,992,210 (Feb. 12).

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Las emulsiones se pueden presentar de varias maneras significando uno de los principales problemas para la deshidratación y desalado del petróleo crudo, por lo que se concluye, que dependiendo del tipo de emulsión se deberá realizar el tratamiento más adecuado. Al tratar las emulsiones es necesario determinar sus propiedades físicas y químicas.

Los agentes emulsionantes tienen un papel importante en las separaciones de las emulsiones, ya que dependerán de los productos o surfactantes, los materiales que se presentan en la naturaleza y los sólidos finamente divididos presentes en estas.

Una vez conocido, analizado e identificado las bases anteriores, podemos entender mejor la estabilidad de una emulsión, la cual nos dará la pauta para tratar de resolver o separar la misma o incluso prevenir su formación.

Para llevar a cabo una correcta selección del tratamiento a seguir, se deben considerar no solo el tipo de emulsión y sus propiedades, sino también factores tales como: la disponibilidad de los equipos, la disponibilidad de materiales, el análisis económico entre otros.

Para realizar una adecuada clasificación de la emulsión a la que se enfrenta en el campo se recomienda:

- Determinar las propiedades físicas y químicas del aceite y el agua, mediante las correspondientes pruebas de campo y laboratorio (pruebas PVT, análisis composicional, cromatografía de gases, etc.).
- Determinar el porcentaje de sólidos y agua en la emulsión.
- Si no hay información disponible, estimar el tamaño aproximado de las gotas de agua.
- Calcular la relación de volumen entre el agua y el aceite
- Caracterizar los componentes hidrocarburos y no hidrocarburos producidos en el campo.

Existen operaciones de campo que favorecen la formación de emulsiones y para evitar esto, es recomendable:

- Diseñar e identificar adecuadamente los métodos de recuperación mejorada que se aplican en el campo.
- Realizar un análisis de los químicos utilizados en la estimulación de pozos, para determinar el potencial que éstos tienen para formar emulsiones. .
- Eliminar la turbulencia y el cizallamiento en los equipos y la tubería siempre que sea posible.
- A la brevedad eliminar el agua del aceite en las instalaciones de superficie.
- Realizar las operaciones de limpieza de tubería bajo una planeación bien detallada.
- Contemplar y minimizar los efectos de turbulencia en la implementación de sistemas artificiales de producción.

La caracterización de los componentes hidrocarburos y no hidrocarburos producidos, nos permitirá conocer más fácilmente la naturaleza de una emulsión, pues realizando una buena caracterización será posible conocer las propiedades de los muy diversos materiales presentes en las corrientes que alimentan a los diferentes equipos de tratamiento, así su interacción para poder favorecer la estabilidad de la emulsión, de este modo será más sencillo determinar el tratamiento más eficaz.

El muestreo es una etapa de gran importancia para la caracterización y para el tratamiento, ya que los resultados de estos procesos dependerán de la calidad de las muestras, es decir, si las muestras no son buenas, la caracterización tampoco será buena y por lo tanto el tratamiento no será el más adecuado y esto se traduce en pérdida de tiempo, que a su vez serán pérdidas económicas.

Como se vio en el capítulo dos para realizar una caracterización efectiva de los hidrocarburos producidos se recomienda:

- Clasificar por el tipo de yacimientos.
- Obtener buenas muestras que cumplan con las características mencionadas a lo largo del capítulo dos.
- Conocer y ejecutar las normas que especifican cada proceso de análisis
- Analizar y clasificar los hidrocarburos producidos.
- Analizar y clasificar las impurezas contenidas en los hidrocarburos
- Realizar una buena simulación del yacimiento
- Calcular las propiedades físicas de los hidrocarburos producidos

La estabilización es el proceso que permite a través de una serie de etapas controlar la separación de los componentes ligeros minimizando la liberación de aquellos de mayor interés económico (gasolinas). Este proceso también involucra separar los gases de hidrocarburos muy ligeros (metano y etano), de los componentes más pesados (C3+ a C6+), así como los componentes intermedios (C3 a C5) en el condensado del gas, a esto se le denomina estabilización del condensado.

El líquido estabilizado requiere de una especificación de presión de vapor y esté se inyecta en un recipiente o tubería de transporte a presión, el cual también tiene limitaciones de presión definidas; para estabilizar se utilizan los siguientes métodos más comunes como son el intemperismo en un tanque de almacenamiento, tanques separadores de petróleo crudo después de la separación, el estabilizador de petróleo crudo, separación de múltiples etapas cabe mencionar que este último es el más utilizado. Cualquiera que sea el método a seleccionar, siempre dependerá de las condiciones de presión y/o temperatura (o combinaciones de estas), necesarias para lograr la liberación de vapores requerida y tener el aceite con una VPR dentro de la especificación para entrega a refinería o exportación. Al final, tanto el gas como el aceite estabilizado serán dirigidos a almacenamiento, como es el caso del aceite; en tanto el gas se puede utilizar como combustible (gas para venta) o para re-inyectar al yacimiento.

Las recomendaciones pertinentes para la estabilización de crudo son:

- Determinar las propiedades físicas y químicas de los fluidos
- Seleccionar el método de estabilización más adecuado
- Realizar los cálculos de equilibrio de fases
- Realizar el diseño para efectuar de la separación del aceite y del gas (número de etapas, presión y temperatura de operación, volúmenes de líquido y gas, etc.)
- Ajustar el proceso de separación a las condiciones óptimas de operación al menor costo
- Si es necesario implementar un estabilizador junto al tren de separación
- De no haber más información disponible y a criterio del ingeniero de diseño realizar el dimensionamiento del separador por el método analítico o gráfico, sin perder de vista la experiencia del ingeniero de campo.
- Seleccionar solo el equipo necesario y solo el necesario para llevar a cabo el proceso de estabilización.

Para el manejo y transporte de condensados es recomendable:

- Controlar la presión y temperatura en líneas y equipos
- Si es económicamente viable emplear una torre contactora para la estabilización de condensados
- Inyectarlos a la corriente de aceite
- Reciclarlos para obtener únicamente gas y aceite

Las recomendaciones generales para efectuar el proceso de endulzamiento son:

- Si es necesario implementar una endulzadora además del proceso de separación multietapa
- Si es económicamente viable utilizar un horno rotativo para eliminar el H₂S residual después de la separación multietapa.
- Si el contenido de H₂S no es lo suficientemente bajo después de la separación por etapas efectuar alguno de los procedimientos de estabilización por calor.

La presencia de agua emulsificada representa grandes problemas en la producción de aceite en todo el mundo, por ello ésta debe tratarse lo más pronto posible. Las técnicas de deshidratación de crudo han evolucionado a lo largo del tiempo y cada vez más se logra una mejor eficiencia en su desempeño. La selección y aplicación del tratamiento se deben realizar considerando los lineamientos técnicos desarrollados para ello, sin embargo el criterio y la experiencia del ingeniero de campo deberá ser un factor determinante para la toma de decisiones.

Para efectuar un adecuado tratamiento de deshidratación del aceite es recomendable:

- Conocer las propiedades físicas y químicas de la emulsión mediante el adecuado muestreo (descrito en el capítulo dos) y análisis correspondiente (pruebas de la botella).
- Seleccionar el tratamiento adecuado teniendo en cuenta el principio de funcionamiento, las ventajas y limitaciones propias de cada tratamiento, la disponibilidad de equipo y espacio, el costo, las fuentes de energía, el tiempo y el personal capacitado.
- Revisar que los equipos cumplan con las especificaciones de diseño y fabricación del proveedor.
- Asegurar que el equipo tenga capacidad suficiente para manejar una producción dada y además sea capaz de manejar un aumento de ésta.

- Tomar en cuenta las condiciones de operación del equipo y recabar la mayor cantidad de información disponible al respecto.
- El tamaño de los equipos e instalaciones debe cumplir con las necesidades de manejo de volumen y debe someterse al criterio de un ingeniero de diseño experimentado, los métodos de dimensionamiento que se proporcionan en este trabajo pueden emplearse si se carece de mayor información.
- Además del mantenimiento y reparación que se mencionan en este trabajo, es necesario consultar las fuentes especializadas (normas técnicas específicas) para poder llevar a cabo estas tareas.
- Tomar en cuenta la disposición para el agua residual, el impacto ambiental y el costo que implica su eliminación.
- Realizar constantemente la capacitación del personal en materia de seguridad para reducir el riesgo de algún percance. Así como tener un plan de contingencia.

El desalado permite disminuir o eliminar el contenido de sal en el aceite adquirido por el contacto con la formación y el agua salada producida, así como reducir el contenido de agua residual, se hace hincapié que el desalado se realiza en conjunto con la deshidratación. Las variables que se deben tener en cuenta en este proceso son el voltaje, concentración de sal en las fases acuosas, concentración desemulsificante, porcentaje de agua emulsionada, porcentaje de agua de dilución (agua de lavado) y la temperatura; también se consideran los valores de las propiedades físicas del crudo (viscosidad y densidad, principalmente).

Para la selección de un sistema de desalado óptimo de un crudo específico, deben considerarse una serie de factores, entre los cuales se citan:

- Características de la emulsión.
- Densidad específica del crudo y del agua de producción.
- Características corrosivas del crudo, el agua de producción y el gas asociado.
- Tendencias a la deposición de sólidos y generación de incrustaciones del agua de producción.
- Volúmenes de fluidos a tratar, contenido de agua y sal en el crudo.
- Tendencias a la deposición de parafinas y asfaltenos del crudo.
- Presiones de operación deseables en los equipos.
- Disminuir la corrosión en la infraestructura a nivel de refinerías, por el alto contenido de sal en el crudo.
- Evitar taponamientos en líneas como consecuencia de incrustaciones.

- Evitar envejecimiento de catalizadores en los procesos de conversión en refinación del petróleo.
- Cumplir con los requerimientos de entrega del crudo en cuanto al contenido de sal se refiere.

En aquellos casos en que las emulsiones esperadas sean de alta estabilidad, debe considerarse una serie de parámetros básicos asociados a la acción del campo electrostático. Entre estos factores se cuentan (Lowd et al., 1967; Burris 1974, 1978):

- Temperatura adecuada del tratamiento.
- Factor de carga (barriles de crudo tratado por día/área de rejilla electrostática), el cual define el tiempo de retención del crudo como la velocidad de sedimentación de las gotas de agua.
- Voltaje o diferencia de potencial requerida por unidad de longitud de separación de rejillas (magnitud del campo eléctrico aplicado).
- Cálculos de la velocidad de sedimentación (el cual relaciona las propiedades físicas del crudo y el agua, y representan la fuerza impulsora de la separación gravitacional).

7. NOMENCLATURA Y SIMBOLOGIA

NOMENCLATURA

A = área de interfase total de todas las gotas Nd

A = $TX1 / (1 - X1)$ = salmuera bbl en T bbl de crudo limpio

A_d = área de una gota

A_p = área proyectada de la partícula, $m^2 = \pi d^2/4$ (si es esférica)

ACFM = pies cúbicos reales por minuto

ANSI = Instituto Nacional Americano de Estándares anteriormente "ASA" y "USAS"

API = Instituto Americano del Petróleo

° API = escala densidad específica petróleo definida por: ° API = $(141.5/\gamma @ 60/60^\circ F) - 131.5$

ASTM = Sociedad Americana para Pruebas y Materiales

bopd = barriles de petróleo por día

bpd = barriles de petróleo por día

bsto = barriles de petróleo en tanque de almacenamiento

bwpd = barriles de agua por día

B = $TX2 / (1 - X2)$ = salmuera bbl en T bbl de crudo limpio dejando la primera etapa

BP = punto de ebullición

BS&W = sólidos básicos y agua, se mide como porcentaje de volumen del flujo de producción.

cP = centipoises

C = $TX3 / (1 - X3)$ = salmuera bbl en T bbl de crudo limpio dejando la segunda etapa

C_p = calor específico, Btu/bbl-°F

CD = coeficiente de arrastre, adimensional

CF = factor de caracterización (ver UOP K)

d = diámetro de gota, ft

D = diámetro dentro de un tratador, pies

D = dilución gasto de agua (bbl por T bbl de crudo limpia producida)

E = campo eléctrico entre los electrodos, V/m

E = eficiencia de mezcla D con A

E1 = mezcla eficiencia de R con A en la primera etapa de la desaladora

E2 = mezcla eficiencia de D con B en la segunda etapa de la desaladora

E_f = gradiente de campo eléctrico, V/m

EOR = recuperación mejorada de petróleo

f = fracción de volumen de fase dispersa en la emulsión, adimensional

F = Z - EKD

F_{flo} = fuerza de flotabilidad en gota, lbf o N

F_a = fuerza de arrastre viscoso en gota, lbf o N

F_e = fuerza electrostática en caída, N

FVF o Bo = Factor de volumen de formación de petróleo crudo

g = aceleración de la gravedad, m/s

grad V = gradiente de potencial eléctrico, V/m
 gc = factor de conversión = $1 \text{ kg} \cdot \text{m/s}^2 - \text{N}$ ó
 gc = factor de conversión = $32,174 \text{ lbm-pies} / \text{seg}^2 - \text{lb}_f$
 G = E1E2F
 GOR = relación gas-aceite, gas SCF por bbl de petróleo
 H = $(BE1 + AE2 - CE1E2) F$
 I = AB (Z - CKA)
 K = contenido de sal en fase acuosa (libras salmuera / bbl)
 L = longitud de un tratador, ft.
 L = salmuera mezclada en una sola etapa de desalado (bbl)
 = A + ED (**ecuación 5-6, Figura 5-8**)
 LET = temperatura más baja esperada
 M = magnitud del dipolo, C-m (7-6)
 M = salmuera mezclado en la segunda etapa de desalado (bbl)
 = B + E2D (**ecuación 5-14, Figura 5-9**)
 MSS = proceso de separación de múltiples etapas
 N = salmuera mezclado en la primera etapa de desalado (bbl)
 = A + E1R (**ecuación 5-16, Figura 5-9**)
 N_d = número total de gotas
 OCS = Costa afuera en la Plataforma Continental
 ppmv = partes por millón por volumen
 Pc = presión crítica
 PD = diferencia de potencial entre los electrodos adyacentes, V
 PTB = libras de sal por cada mil barriles de crudo limpio (libre de agua).
 Q = carga electrostática en gota, C
 r = radio de la gota, m
 res bbl = barriles de fluido del yacimiento
 R = gasto de corriente de recirculación (bbl)
 R = Relación compresión: la presión de descarga absoluta/presión de succión absoluta
 Re = Número de Reynolds = $d V \rho / \mu$, adimensional
 PVR = Presión de vapor Reid
 SF = factor de encogimiento, recíproco de FVF o Bo
 γ = peso específico, adimensional
 S&W = sedimento y agua
 T_b = normal (es decir, a 1 atm estándar) punto de ebullición
 T = volumen de crudo limpio (libre de agua) = 1,000 bbl
 T_c = temperatura crítica
 TBP = punto verdadero de ebullición
 TVP = presión de vapor verdadera o punto de burbuja
 UOP K = factor de caracterización universal de productores de aceite
 v = velocidad de sedimentación
 V = velocidad, ft/sec
 V = salmuera dejando la primera etapa de desalado (bbl (**Figura 5-3 o 5-9**))
 V = volumen de la gota = $\pi \cdot d^3 / 6$, ft^3
 V_d = velocidad de caída, m/s

x = distancia de centro a centro entre gotas, m

X = fracción de volumen de salmuera en la corriente de crudo

Z = contenido en sal de la corriente de crudo final (libras de NaCl / 1,000 bbl de petróleo crudo limpio)

Griego

η = fracción de saturación de carga restante en la caída

ε = constante dieléctrica del petróleo crudo

ε_0 = constante dieléctrica de un vacío
= $8.85 \cdot 10^{-12}$ F / m

ε_0 = permitividad del espacio libre

ε_{oil} = constante dieléctrica relativa del petróleo, sin unidades

ε_W = constante dieléctrica relativa del agua, sin unidades

ΔT = diferencia de temperatura, ° F

ΔV_{wt} = factor de temperatura volumen, adimensional

Δx = espaciamiento entre electrodos verticales de CD

μ = viscosidad del crudo, cp o lbm/ft-sec o Pa-s

μ_0 = viscosidad absoluta de fase de aceite

ρ = densidad, lbm/ft³ o g/cm³

ρ_w = densidad de gota acuosa

ρ_o = densidad de la fase de aceite

$\sigma_{o/w}$ = tensión superficial de interface aceite-agua, N/m

Subíndices

d = indica propiamente la gota en inglés

e = emulsión

f = fluido












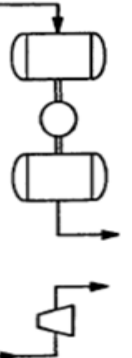
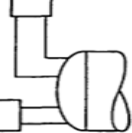

o = aceite

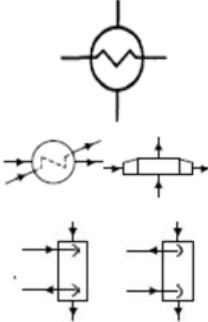

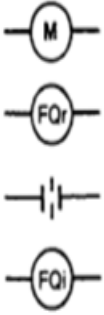

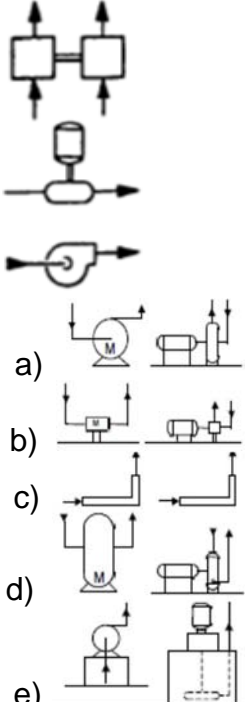
w = agua

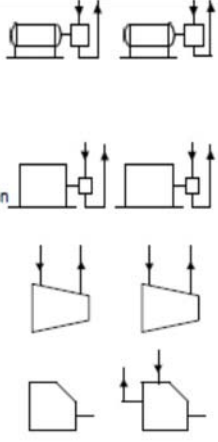







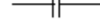
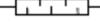

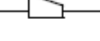

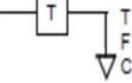

A, B, C, D, M, N, R denotan corrientes de A, B, C, D, M, N, R, respectivamente.

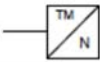

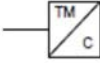

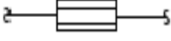




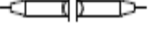

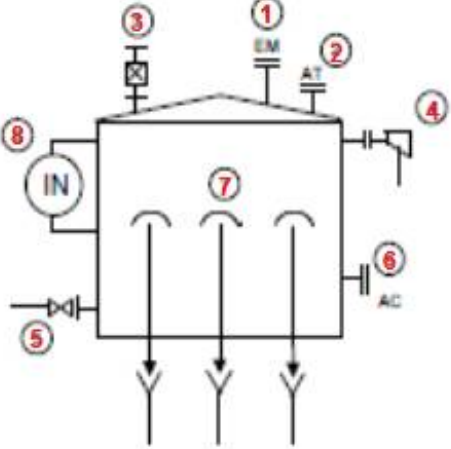
SIMBOLOGIA

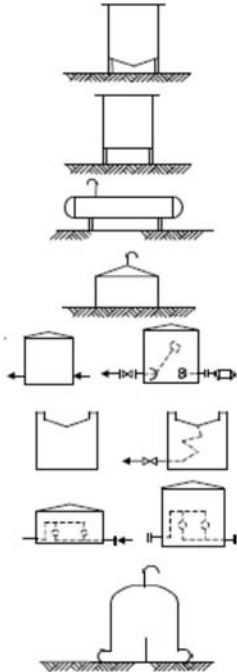
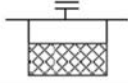
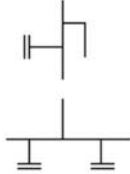



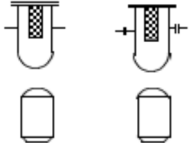
El siguiente apartado muestra brevemente la simbología de los equipos usados en los procesos y tratamientos del crudo en los diagramas vistos anteriormente en los capítulos.

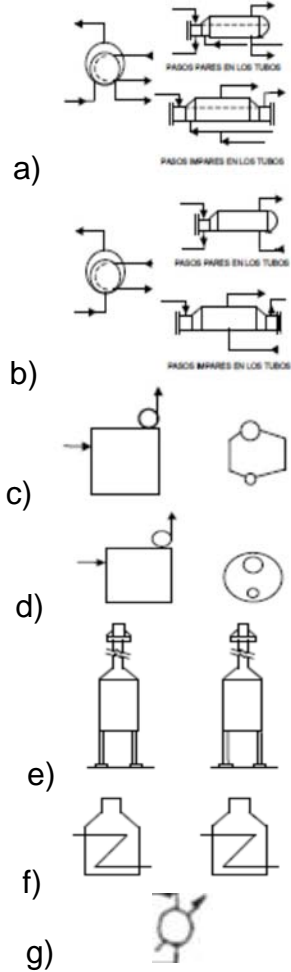
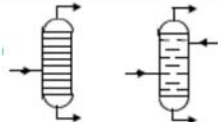
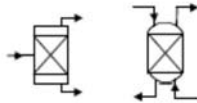
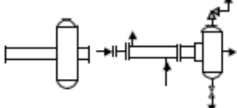
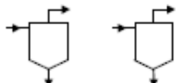
NOMBRE	SIMBOLO
Válvula	
Válvula check	
Válvula de seguridad	
Válvula de control	
Válvula manual	
Válvula de cierre	
Válvula de presión al vacío	
Estrangulador	
Controlador de nivel	
Controlador de presión	
Controlador de temperatura	
Compresores	
Tubo de fuego	
Enfriador con aire	

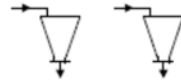

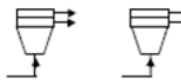
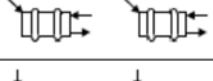
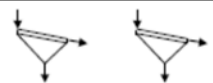
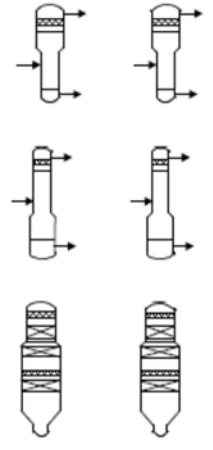
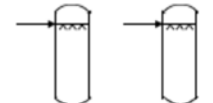
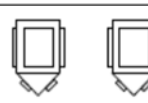
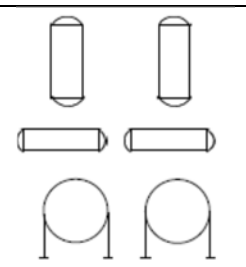

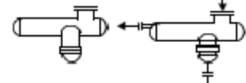
<p>Intercambiador de calor: De cubierta y tubos con refrigerante De tubos concéntricos, unidad simple</p>	
<p>Identificador de elementos de instrumentación</p>	
<p>Medidores de flujo</p>	
<p>Supresor de llamas</p>	
<p>Bombas: a) Centrífuga horizontal con motor eléctrico b) Recíprocante con motor eléctrico c) Dosificadoras d) Rotaria con motor eléctrico e) Para drenaje sumergida servicio corrosivo con motor eléctrico</p>	




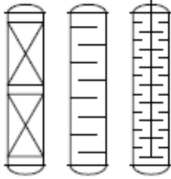

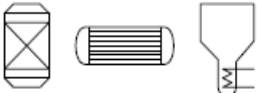
<p>Compresores:</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Reciprocante de efecto simple con motor eléctrico. ▪ Reciprocante de efecto simple motor de combustión interna. ▪ Centrifugo ▪ Turbina de vapor 	
Conexiones en tubería	
Tubería auxiliar	
Tubería principal	
Tubería enterrada	
<p>Brida de orificio (B.O.) Placa de orificio (P.O.) Orificio de restricción (O.R)</p>	
Conexión de cachucha roscada	
Conexión de cachucha soldable	
Conexión brida ciega	
Conexión bridada	
Mezclador estático	
Amortiguador de golpe de ariete	
Reducción excéntrica	
Reducción concéntrica	
<p>Trampa de vapor Termodinámica (T) Flotador (F) Cubeta invertida (C)</p>	
Accesorios en general	
Agitador	

Toma de muestras normal	
Toma de muestras con enfriador	
Toma de muestras con calentador	
Venteo	
Venas rectificadoras de flujo	
Sifón	
Trampa de aire	
Dren o purga	
Tee especial	
Mezclador	
Tanques de almacenamiento	
Accesorios para tanques	
<p>Tanque atmosférico:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1.- Escotilla de medición. 2.- Acceso techo. 3.- Válvula de venteo con arrestador de flama. 4.- Cámara de espuma. 5.- Entrada o salida. 6.- Acceso casco. 7.- Drenajes. 8.- Indicador de nivel. 	

<p>Tanques:</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Sin tapa fondo cónico ▪ Sin tapa fondo plano ▪ Cilíndrico horizontal ▪ Cilíndrico vertical con tapa (atmosférico) ▪ Con agitador y motor eléctrico, succión colgante ▪ De techo flotante ▪ Con calentadores interiores ▪ De sello para filtros laterales 	
<p>Eliminador de niebla</p>	
<p>Mamparas: M. de choque M. separadora</p>	
<p>Válvula de venteo con arrestador de flama</p>	
<p>Drene abierto: Pluvial P Aceitoso A Químico Q Sanitario S</p>	
<p>Drene cerrado: Aceitoso A Químico Q</p>	
<p>Filtros: Tipo cartucho Por percolación arcilla o grava</p>	
<p>Equipo térmico</p>	

<p>a) Rehervidor de fondo</p> <p>b) Vaporizador y generador de vapor</p> <p>c) Caldera de tubo de agua</p> <p>d) Caldera de humo</p> <p>e) Calentador a fuego directo tipo vertical</p> <p>f) Calentador a fuego directo, en proceso</p> <p>g) Condensador</p>	 <p>a)</p> <p>b)</p> <p>c)</p> <p>d)</p> <p>e)</p> <p>f)</p> <p>g)</p>
Equipos diversos	
<p>Torre de destilación</p>	
<p>Columna empacadora: Fraccionadoras Absorbedoras Otras</p>	
<p>Post enfriador de aire</p>	
<p>Ciclón</p>	

Tolva	
Chimenea	
Centrifugadora	
Horno	
Cedazo o tamiz	
Torre de destilación: <ul style="list-style-type: none"> ▪ Con sección superior de diámetro mayor. ▪ Con “de diámetro menor. ▪ Al vacío. 	
Torre de lavado	
Evaporadores de película	
Recipientes a presión	
Recipiente: <ul style="list-style-type: none"> Vertical a presión Horizontal a presión De almacenamiento tipo esfera 	
Desaerador	
Separador	

Otros símbolos similares encontrados en la literatura	
Intercambiador de calor	
Hornos	
Bombas, turbinas, compresores	
Columnas de destilación, absorción	
Depósitos	
Reactores	

Fuente: PEMEX, P.2.0401.01: 1999 UNT.

8. ANEXO A

GRAFICAS

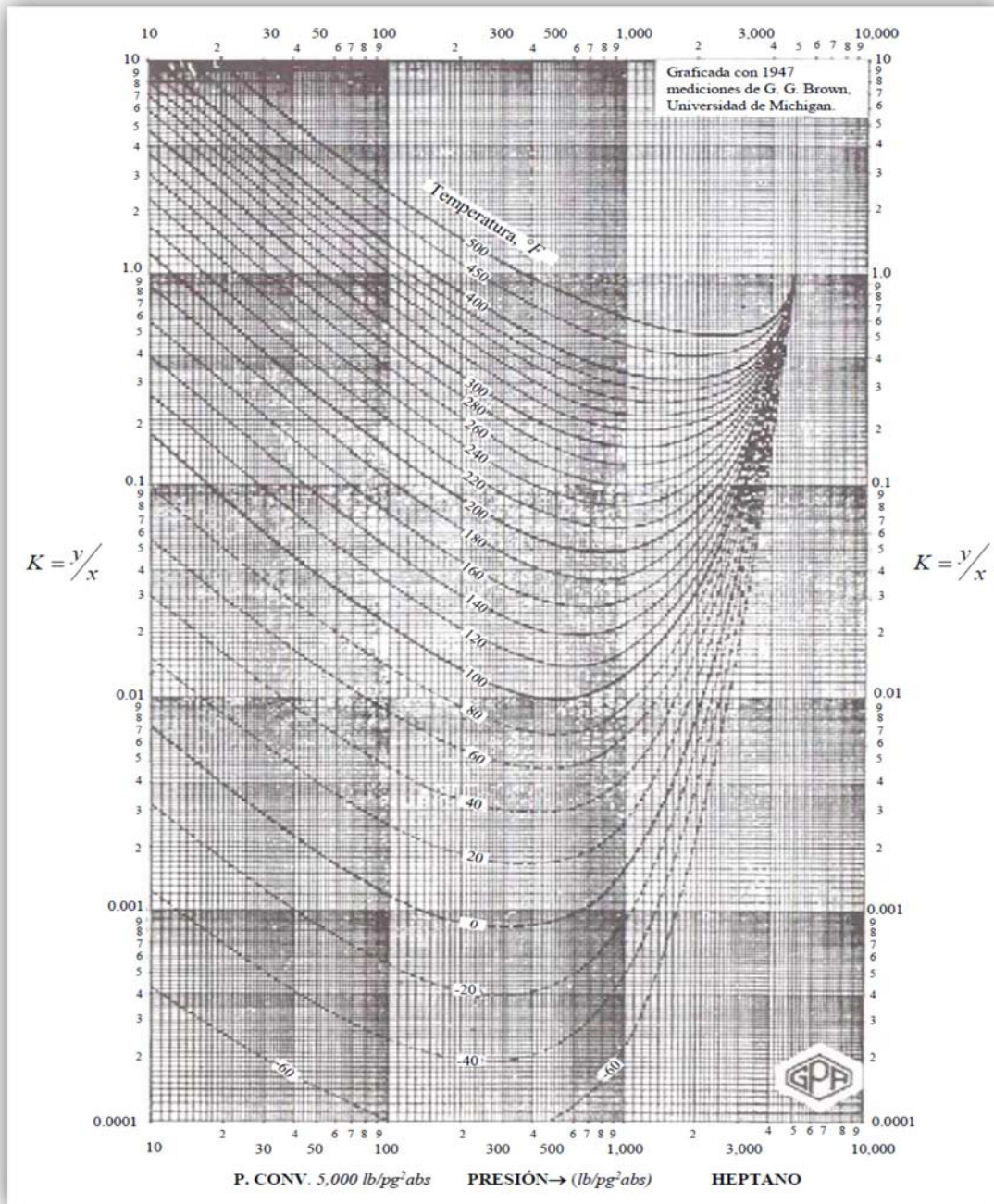


Figura A- 1. Relación de equilibrio para el Heptano a una presión de convergencia del sistema de 5,000 lb/pg²abs.

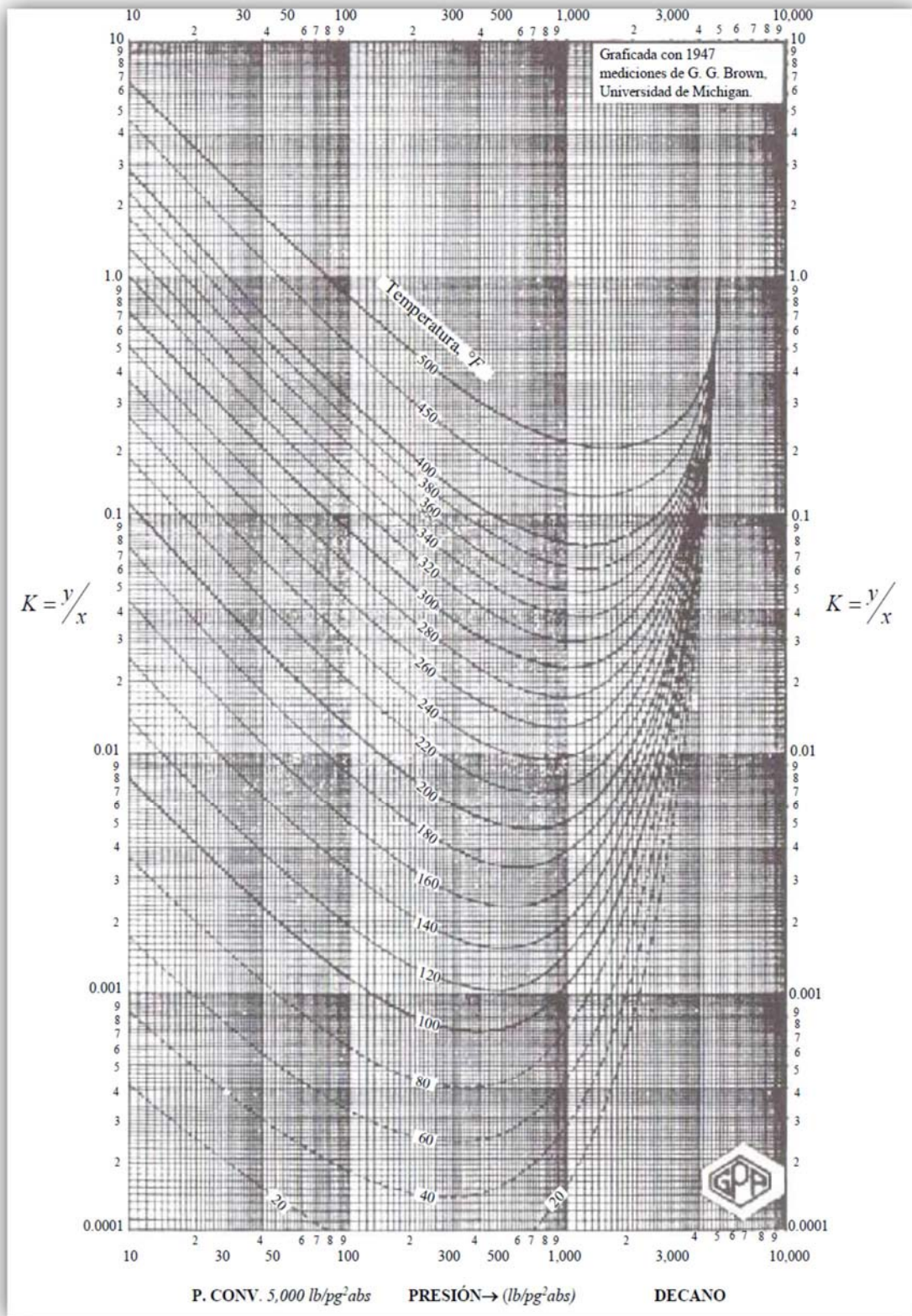


Figura A- 2. Relación de equilibrio para el Decano a una presión de convergencia del sistema de 5,000 lb/pg²abs.

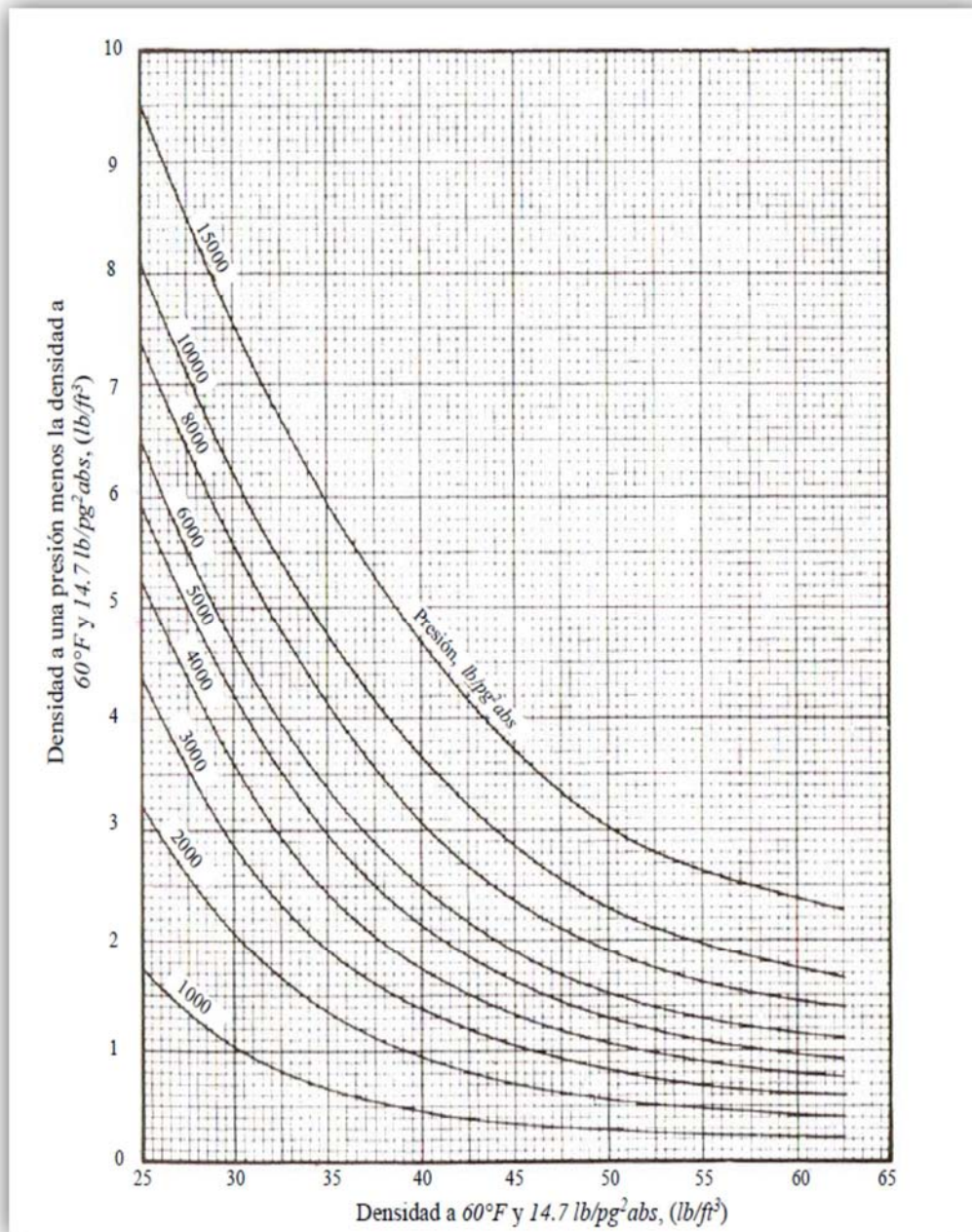


Figura A- 3. Densidad ajustada por compresibilidad isotérmica del líquido del yacimiento.

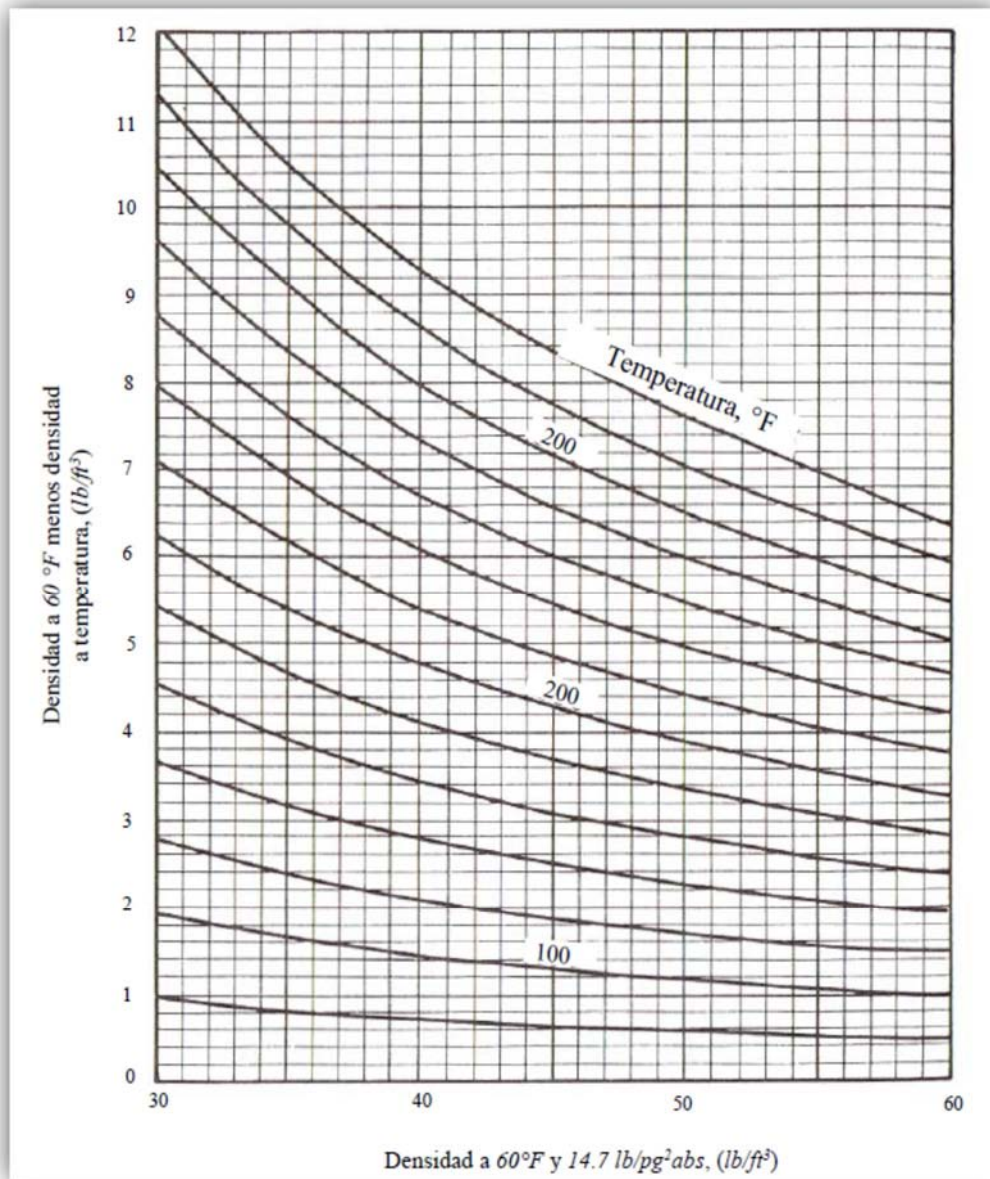


Figura A- 4. Densidad ajustada por expansión térmica isobárica del líquido del yacimiento.

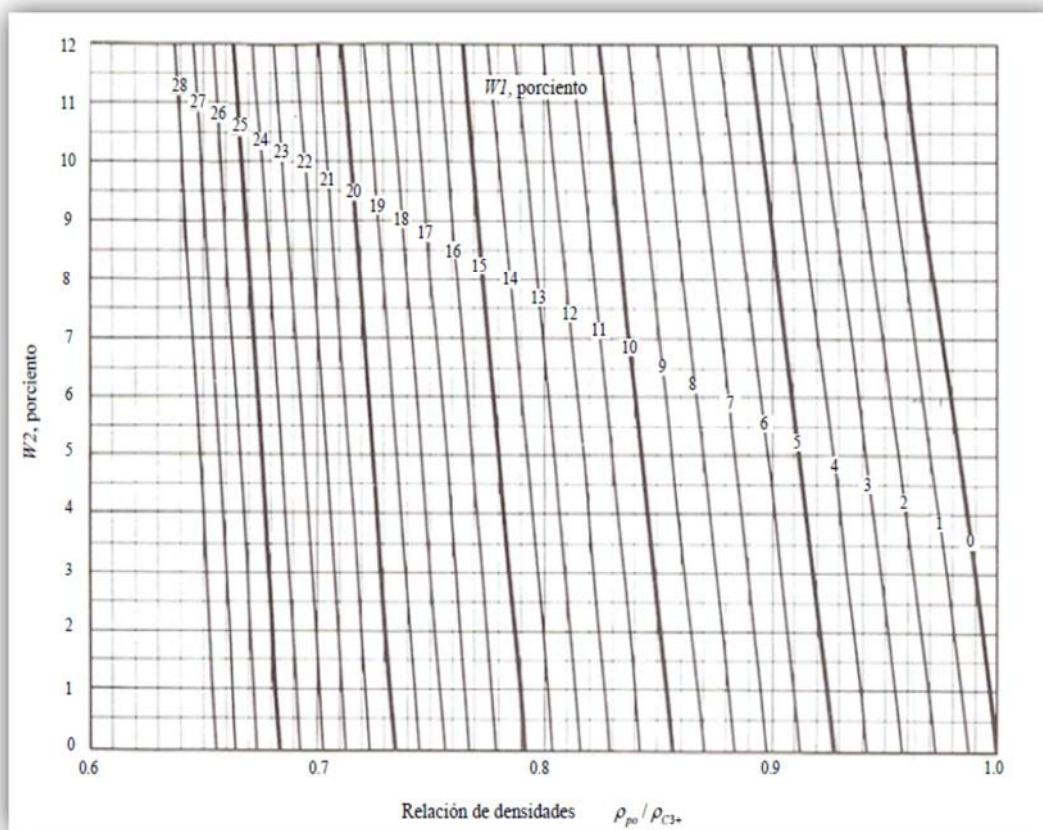


Figura A- 5. Relación de densidades a condiciones estándar para pseudo-líquidos conteniendo metano y etano.

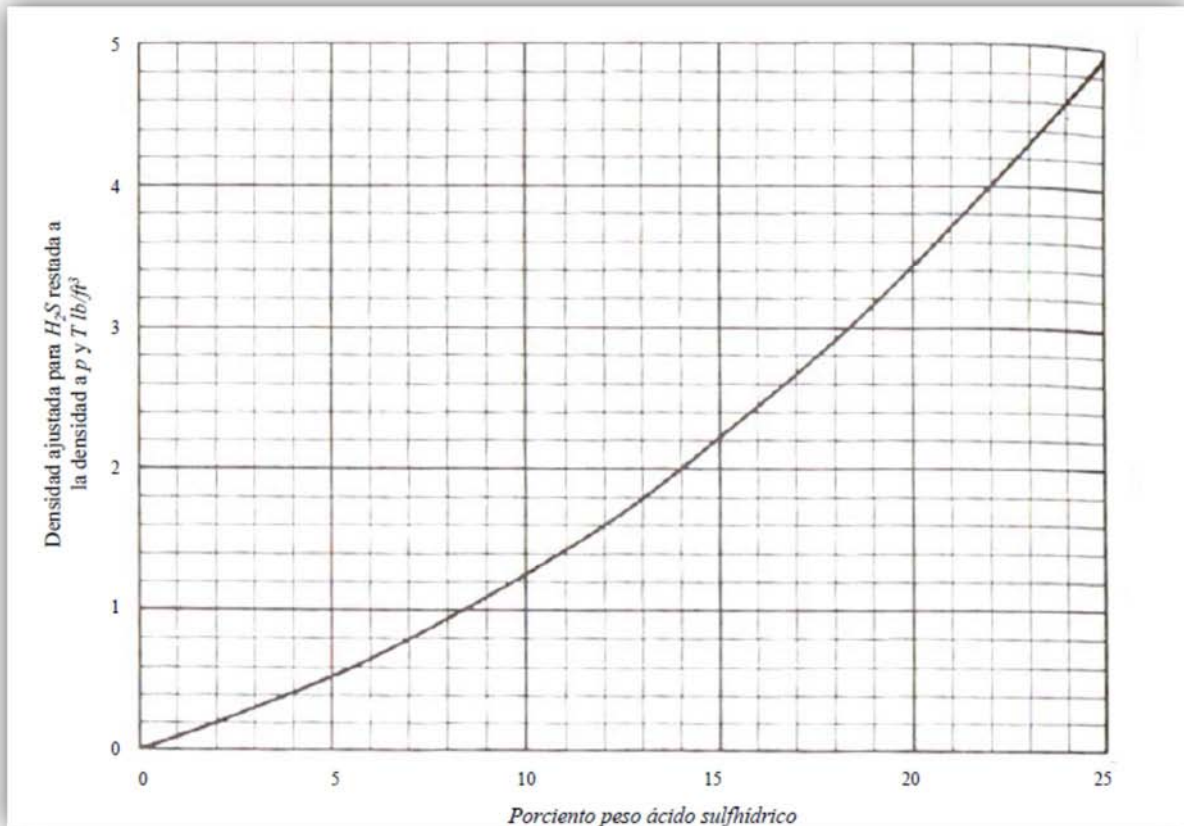


Figura A- 6. Densidad ajustada para hidrocarburos que contienen ácido sulfhídrico.

CORRELACIONES PARA PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS

Cálculo de la densidad del aceite cuando se conoce la composición.

Si hay presencia de componentes no hidrocarburos, el ácido sulfhídrico se incluye en el propano plus. Además, se puede determinar el porcentaje mol del metano en la mezcla y el porcentaje mol del etano en la fracción del etano y más pesados. La fracción peso del metano en la mezcla es:

$$W1 = \frac{w_{C1}}{w_{mix}} \quad (\text{A-1})$$

Donde

w_{C1} = es la masa del metano en lbm mol de metano/lbm mol de la mezcla

w_{mix} = es la masa de la mezcla en lbm de la mezcla/lbm-mol de la mezcla.

La fracción peso del etano en el etano y más pesados, incluye los componentes no hidrocarburos.

$$W2 = \frac{w_{C2} + w_{N2}}{w_{mix} - w_{C1} - w_{CO2}} \quad (\text{A-2})$$

Donde el término del lado derecho de la ecuación tiene como significado según lo dado arriba. Estos dos valores son usados para obtener la relación de la densidad con la **Fig. A-5**. La relación de la densidad es multiplicada por la densidad del propano plus para calcular la densidad pseudolíquida.

Esta densidad pseudolíquida se ajusta con la densidad a presión y temperatura del yacimiento utilizando las **Figuras A-3** y **A-4**. Las densidades calculadas por estos métodos son una aproximación a las densidades obtenidas experimentalmente para aceites negros y volátiles. Si la mezcla de líquidos contiene ácido sulfhídrico, se realiza un ajuste adicional con la **Figura A-6**.