



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

OPTIMIZACIÓN DE PLANTA DESHIDRATADORA
DE CRUDO EN INSTALACIONES COSTA AFUERA
MEXICANAS

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO PETROLERO

PRESENTA:

JULIO OMAR GARCÍA RESÉNDIZ

DIRECTOR DE TESIS

M.I. OSWALDO DAVID LÓPEZ HERNÁNDEZ



Ciudad Universitaria, Cd. Mx., 2018



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Agradecimientos

Gracias a mis papás y a mis hermanos.

Gracias Chabe por todo ese amor de madre. Gracias por enseñarme que en la vida hay que esforzarse para conseguir nuestros objetivos. Por tener siempre una buena cara ante cualquier circunstancia y por ser feliz en todo momento. Gracias mamá.

Gracias papá, Julio César García por apoyarme, por creer en mí, por mostrarme que todo es posible en la vida, por esforzarte tanto, para darnos lo que necesitamos.

Gracias abuelitos, Chuto y Chita, en verdad, gracias por acompañarme desde que nací, por estar conmigo siempre que los necesito. Gracias por el cuartito, por el cafecito y por todo el tiempo que han compartido conmigo. Ni con tres vidas podré pagarles todo lo que han hecho por mí. Gracias viejitos.

Gracias Male, por estar siempre al pendiente de mí. Gracias por querer siempre lo mejor para mí, y por tanto cariño.

Gracias Ane, por amarme tanto y por dejarte amar. Eres uno de los pilares más importantes de este logro.

Gracias a todos mis amigos de la Facultad de Ingeniería, sin ustedes el camino habría sido muy aburrido.

Gracias a todos mis profesores por sus enseñanzas.

Gracias M.I. Oswaldo López Hernández, director de esta tesis y excelente maestro, gracias por la paciencia y el tiempo invertido en este trabajo.

Por último y no menos importante, gracias *UNAM* por abrirme tus puertas, las puertas del conocimiento, por dejarme pertenecer a la comunidad más brillante de México, por dejarme defender tu grandeza y tus colores, por brindarme la oportunidad de ser un digno representante de tu nobleza. Gracias por todo Universidad.

Juro ser siempre puma y defender los colores azul y oro con valor, honestidad e inteligencia. Por mi raza hablará el espíritu.

Resumen

Actualmente en la industria petrolera, la extracción de hidrocarburos frecuentemente viene acompañada por agua. Esta producción de agua se incrementa gradualmente durante la explotación de los yacimientos, al grado de exceder el volumen de aceite producido en los yacimientos maduros. Por lo tanto, es necesario predecir los problemas que se generan con la presencia de agua en la producción de crudo.

Desde el inicio de los proyectos se deben diseñar correctamente las instalaciones de producción y tratamiento del crudo, considerando la aparición y el incremento de los cortes de agua para reducir los costos del proyecto. Sin embargo, el proceso de deshidratación y desalado de crudo sigue siendo un reto en los campos de aceite pesado.

Tomando en cuenta la importancia de esta situación en la industria petrolera, esta tesis tiene como objetivo: *Mostrar la optimización realizada a una planta deshidratadora de crudo, ubicada en instalaciones costa afuera mexicanas, con la finalidad de remover el exceso de agua presente en la corriente de aceite crudo y acondicionarlo a la especificación de exportación y venta.*

La investigación comienza con la revisión y definición de los parámetros que impactan en la producción por la presencia de agua en el crudo, tales como: incrustaciones, corrosión, asfaltenos y formación de emulsiones. Después, se describen los principales equipos utilizados en la deshidratación de crudo en instalaciones costa afuera. Se revisa la literatura, presentando diferentes casos de estudio referentes a la deshidratación de aceite crudo en campos de distintas regiones en el mundo y las nuevas tecnologías. Finalmente, se describe el proyecto de optimización, mostrando los cambios y equipos nuevos instalados en la planta de deshidratación de aceite crudo en aguas mexicanas.

Contenido

Resumen	i
Lista de figuras	v
Lista de tablas	vii
Introducción	1
Capítulo 1. Conceptos generales sobre la producción de agua en campos petroleros	4
1.1 Importancia de la producción de aceite con agua.	4
1.2 Incrustaciones y corrosión.	6
1.2.1 Incrustaciones.	6
1.2.2 Corrosión.	8
1.3 Asfaltenos.	9
1.3.1 Definición de asfaltenos.	12
1.3.2 Tratamientos para la precipitación de asfaltenos.	13
1.4 Emulsiones.	15
1.4.1 Definición de emulsión.	15
1.4.2 Tipos de emulsiones.	15
1.4.3 Formación de emulsiones.	17
1.4.4 Desemulsificación.	19
1.4.5 Mecanismos involucrados en la desemulsificación.	20
1.4.6 Métodos para romper una emulsión: térmico, mecánico, eléctrico y químico.	21
Capítulo 2. Equipos utilizados para la deshidratación de crudo en instalaciones costa afuera	24
2.1 Generalidades.	24
2.2 Separadores.	25
2.3 Tratadores de agua libre (Free Water Knockout, FWKO).	30
2.4 Tratadores verticales de aceite con emulsiones.	31
2.5 Tratadores horizontales de aceite con emulsiones.	32
2.6 Tratadores electrostáticos.	34

2.7 Desaladores de crudo.....	35
Capítulo 3. Revisión de la literatura “estudios de caso de deshidratación de crudo”	38
3.1 Introducción.....	38
3.2. Optimización de deshidratadores en campos maduros de Medio Oriente. .	39
3.3 Actualización de tecnología doble polaridad a doble frecuencia en aceite crudo de diferentes regiones del continente americano.	40
3.4 Optimización en sistema de deshidratación y desalado de crudo en refinería de Estados Unidos, utilizando un tratador Bilectric.....	42
3.5 Optimización de sistema de deshidratación de crudo en plataforma de California, Estados Unidos.	46
3.6 Instalación de tecnología VIEC en el campo Dukhan, Qatar.	50
3.7 Nueva metodología en la deshidratación eléctrica de crudo en Rusia.....	53
3.8 Mejoramiento en la tecnología de deshidratación para producción de crudo con polímero en el campo Daqing, China.....	55
3.9 Impacto de la inyección de polímero en la deshidratación de crudo en campo ubicado en Omán.	56
3.10 Influencia de parámetros clave en la deshidratación y desalado de crudo en el Golfo Pérsico.	58
3.11 Comparación y selección de químico desemulsionante para la región Delta Niger, Nigeria.....	62
Capítulo 4. Optimización en sistema de deshidratación de crudo en instalaciones costa afuera mexicanas.....	64
4.1 Esquema general y resultados del sistema de deshidratación de crudo antes de la optimización.....	64
4.2 Optimización de sistema de deshidratación de crudo en instalaciones costa afuera mexicanas	67
4.2.1 Inyección de desemulsionante y dispersante de asfaltenos.	68
4.2.2 Separador bifásico gas-aceite húmedo.....	74
4.2.3 Bombas reforzadoras de crudo.....	80
4.2.4 Intercambiadores de calor y unidades de recuperación de calor.	82
4.2.5 Tratador de agua libre.....	89
4.2.6 Deshidratadores electrostáticos Bilectric.	93

4.3 Esquema general de optimización en sistema de deshidratación de crudo en instalaciones costa afuera mexicanas	98
4.4 Sistemas de seguridad en planta de deshidratación.....	99
4.4.1 Sistema de Paro Por Emergencia.....	100
Conclusiones y recomendaciones	102
Referencias	104

Lista de figuras

Figura 1.1 Impacto del corte de agua en el costo total del barril de aceite producido	5
Figura 1.2 Representación de un sistema de corrosión.	9
Figura 1.3 Relación de la presión con respecto a la precipitación de asfaltenos..	10
Figura 1.4 Envoltorio de precipitación de asfaltenos	11
Figura 1.5 Visualización de los efectos estabilizadores de los asfaltenos y otros sólidos en gotas de agua	11
Figura 1.6 Estructura hipotética de un asfalteno	13
Figura 1.7 Micelas de resina-asfalteno.....	13
Figura 1.8 Falla en indicadores de nivel de un separador debido a la presencia de asfaltenos.....	14
Figura 1.9 Emulsión agua en aceite	16
Figura 1.10 Emulsión aceite en agua.	16
Figura 1.11 Emulsión agua en aceite en agua.	17
Figura 1.12 Mecanismo de estabilización de emulsiones.....	18
Figura 2.1 Instalación típica de producción.	25
Figura 2.2 Separación con 3 estaciones o etapas.....	26
Figura 2.3 Esquema de separador horizontal.....	29
Figura 2.4 Esquema de separador vertical.....	29
Figura 2.5 Esquema de tratador de agua libre horizontal.....	31
Figura 2.6 Esquema de tratador vertical.....	32
Figura 2.7 Esquema de tratador horizontal.....	33
Figura 2.8 Esquema de tratador electrostático	34
Figura 2.9 Efecto de carga eléctrica en gotas de agua	35
Figura 2.10 Sistema de desalado con una estación.....	36
Figura 2.11 Sistema de desalado con dos estaciones	37
Figura 3.1 Capacidad de tratamiento utilizando diferentes tecnologías electrostáticas.	41
Figura 3.2 Esquema de sección de desalado y deshidratación.....	42
Figura 3.3 Gráfica de capacidad de flujo de deshidratadores.....	43
Figura 3.4 Comparación de contenido de agua en el crudo	43
Figura 3.5 Comparación de contenido de agua en el crudo	44
Figura 3.6 Tratamiento químico en deshidratador Bilectric	45
Figura 3.7 Esquema de instalaciones en la plataforma Holly antes de la optimización	47
Figura 3.8 Nuevo diseño de instalaciones en la plataforma Holly	49
Figura 3.9 Contenido de agua en el crudo a diferentes gastos de inyección de desemulsionante	51

Figura 3.10	Rango de contenido de sal en el crudo en diferentes escenarios	52
Figura 3.11	Gráficas de consumo de energía eléctrica de los deshidratadores ...	54
Figura 3.12	Esquema de la optimización del proceso de deshidratación	55
Figura 3.13	Resultados de pruebas de botella con concentraciones de polímero menores a 400ppm	57
Figura 3.14	Resultados de pruebas de botella con concentraciones de polímero mayores a 400ppm	57
Figura 4.1	Esquema general de sistema de deshidratación y desalado antes de su optimización.	67
Figura 4.2	Esquema de paquetes de inyección de químicos.....	69
Figura 4.3	Esquema del sistema de inyección de químicos.	70
Figura 4.4	Indicador de nivel en tanques de almacenamiento de químicos.	71
Figura 4.5	Indicadores de presión en sistema de inyección de químicos.	71
Figura 4.6	Calibrador de dosificación.	72
Figura 4.7	Amortiguadores de pulso en bombas de inyección de químicos.....	72
Figura 4.8	Arresta flama en tanques de almacenamiento de químicos	73
Figura 4.9	Válvulas de alivio en sistema de inyección de químicos	73
Figura 4.10	Esquema de válvulas en el sistema de inyección de químicos	74
Figura 4.11	Tecnología porta test revolution	75
Figura 4.12	Principio de operación de porta test revolution.....	75
Figura 4.13	Ubicación de mampara perforada en el separador bifásico	76
Figura 4.14	Esquema de separador bifásico con tecnologías de alta eficiencia...	77
Figura 4.15	Principio de operación de separador bifásico gas-aceite húmedo. ...	78
Figura 4.16	Indicadores de nivel en separador bifásico gas aceite húmedo	79
Figura 4.17	Transmisor de presión del separador bifásico gas-aceite húmedo ...	79
Figura 4.18	Transmisor de temperatura en el separador bifásico-gas aceite húmedo.	80
Figura 4.19	Intercambiador de calor con flujo a contracorriente.....	83
Figura 4.20	Unidades de recuperación de calor	87
Figura 4.21	Proceso de operación de unidades de recuperación de calor	88
Figura 4.22	Comparación de distribuidor convencional con distribuidor HiFlo	90
Figura 4.23	Esquema de tratador de agua libre.	90
Figura 4.24	Esquema de transmisor de nivel de interfase.....	92
Figura 4.25	Deshidratador Bilectric	93
Figura 4.26	Comparación de deshidratador convencional con deshidratador Bilectric.....	94
Figura 4.27	Deshidratador Bilectric.	95
Figura 4.28	Distribución de fluidos dentro de deshidratador electrostático	96
Figura 4.29	Detectores de interfase en deshidratadores electrostáticos	97
Figura 4.30	Esquema de planta de deshidratación después de su optimización.	99

Lista de tablas

Tabla 1.1 Incrustaciones minerales en campos petroleros.	7
Tabla 2.1 Ventajas y desventajas de separadores horizontales y verticales.	28
Tabla 3.1 Optimización de deshidratadores y desaladores.....	40
Tabla 3.2 Actualización de tecnología doble polaridad a doble frecuencia.	41
Tabla 3.3 Condiciones de diseño para reconfiguración de plataforma Holly.	46
Tabla 3.4 Salida de contenido de agua en el crudo utilizando VIEC.....	51
Tabla 3.5 Salida de contenido de sal en el crudo utilizando VIEC.....	52
Tabla 3.6 Rangos de operación.	58
Tabla 3.7 Características de crudo del Golfo Pérsico.	58
Tabla 3.8 Resultados de desemulsionante F a diferentes concentraciones.	59
Tabla 3.9 Resultados de desemulsionante C a diferentes concentraciones.....	60
Tabla 3.10 Porcentaje de agua separada por el incremento de pH del agua.	61
Tabla 3.11 Prueba en plataforma a diferentes temperaturas.	61
Tabla 3.12 Resultados de pruebas de botella a 40°C y 50ppm de desemulsionante.	62
Tabla 3.13 Resultados de pruebas de botella a 60°C y 50ppm de desemulsionante.	63
Tabla 4.1 Condiciones de operación originales del crudo.....	65
Tabla 4.2 Requisitos en el proceso del separador gas-aceite húmedo.....	77
Tabla 4.3 Condiciones de operación de bombas reforzadoras de crudo.	81
Tabla 4.4 Condiciones de operación de intercambiadores de calor aceite húmedo- agua separada.	84
Tabla 4.5 Condiciones de operación de intercambiadores de calor aceite húmedo- aceite deshidratado.	85
Tabla 4.6 Condiciones de operación de intercambiadores de calor aceite húmedo- aceite de calentamiento.	86
Tabla 4.7 Condiciones de operación de las unidades de recuperación de calor. .	89
Tabla 4.8 Condiciones de operación del tratador de agua libre.....	91
Tabla 4.9 Condiciones de operación de deshidratadores electrostáticos.	96

Introducción

El hallazgo de aguas salinas contaminadas con petróleo en los campos productores de sal en Estados Unidos motivó la búsqueda de petróleo en dichas zonas. Fue en Oil Creek, cerca de Titusville, Pensilvania en 1859, cuando Edward Drake, perforó un pozo con profundidad de 70 pies utilizando métodos de los productores de sal. Dando así origen al primer pozo productor, con aproximadamente 35 bpd (barriles por día) (Blumer, 2006).

Los primeros productores de petróleo no notaron la importancia que tenía la presencia de agua en el crudo. Y fue hasta 1938 que se reconoció la existencia de agua intersticial en los yacimientos de petróleo, después de múltiples pruebas de laboratorio donde se analizaron algunas propiedades en núcleos de roca, como la porosidad y las saturaciones de fluidos. Más tarde, ingenieros petroleros y geólogos aprendieron que el agua asociada al petróleo se podía identificar, basándose en las características químicas de los yacimientos (Blumer, 2006).

La gran cantidad de agua producida en los campos sorprendió a los productores de petróleo. Incluso hoy en día, el tratamiento de esta agua sigue teniendo costos significativos para las compañías petroleras, las cuales siempre están tratando de reducir los costos de operación. Esto se debe a que durante la producción primaria de un yacimiento, el volumen de agua producida aumenta y el volumen de la producción de crudo va disminuyendo. Al final de la vida productiva de los yacimientos se procesan grandes volúmenes de agua, lo cual afecta directamente a la rentabilidad de los proyectos petroleros.

Existen ejemplos donde el operador de un campo se da cuenta de que los costos del manejo de agua producida son tan altos, que un yacimiento deja de ser rentable y decide venderlo a nuevos operadores; los cuales deben encontrar una forma de minimizar el impacto económico de la presencia de agua en la producción de crudo. Muy pocos yacimientos maduros han sido abandonados completamente debido a la presencia de agua, gracias a las nuevas tecnologías y al trabajo de ingeniería, que hacen posible el control de la producción de agua, dando como resultado, la rentabilidad económica de un yacimiento con grandes cortes de agua.

El reto como productores de petróleo es encontrar y desarrollar nuevos métodos para producir la mayor cantidad de aceite crudo en un yacimiento, minimizando los impactos del agua producida.

Objetivo

La presente tesis tiene como objetivo:

Mostrar la optimización realizada a una planta deshidratadora de crudo, ubicada en instalaciones costa afuera mexicanas, con la finalidad de remover el exceso de agua presente en la corriente de aceite crudo y acondicionarlo a la especificación de exportación y venta.

Alcances

Los alcances de esta investigación son:

- Realizar una revisión de la literatura referente al impacto de la presencia de agua en el crudo producido, los equipos utilizados en el proceso de deshidratación y los diversos casos de estudio en la industria petrolera.
- Presentar los principales equipos instalados en el mejoramiento de una planta de deshidratación de crudo, mostrando sus características y su principio de operación.
- Mostrar el esquema general del proceso de deshidratación de la planta optimizada.

Contenido de la tesis

Los conceptos generales sobre la presencia de agua contenida en el crudo producido y su impacto directo en la producción se abordan en el capítulo 1. Se describen los factores que afectan la operación debido a la producción de aceite con agua, como son las incrustaciones, corrosión, asfaltenos y emulsiones. Así como los métodos para romper una emulsión.

En el capítulo 2 se describen los equipos utilizados en la deshidratación de crudo en instalaciones costa afuera, mostrando sus principales características y su principio de operación.

En el capítulo 3 se hace una revisión de la literatura, mostrando diez casos de estudio en diferentes regiones del mundo con respecto a la deshidratación de crudo. Se presentan mejoras en la deshidratación de campos de Medio Oriente, Estados Unidos, Qatar, Rusia, China, Omán y Nigeria, mostrando los resultados obtenidos y las ventajas de estos cambios en las instalaciones de deshidratación de crudo.

La optimización de la planta deshidratadora de crudo en instalaciones mexicanas se presenta en el capítulo 4, donde se muestran los resultados obtenidos con el diseño antiguo y se describen los componentes instalados. Se muestran los

principios de operación, sus instrumentos de control, las condiciones de operación y los sistemas de seguridad en la planta.

Finalmente, se presentan las conclusiones y recomendaciones de esta tesis.

Capítulo 1

Conceptos generales sobre la producción de agua en campos petroleros

En este capítulo se presenta el impacto que tiene la presencia de agua en la producción de crudo, así como los problemas que se generan con ella. Primeramente, se describen las incrustaciones y la corrosión. Se presenta la definición de asfaltenos y los tratamientos utilizados en su precipitación. Finalmente, se presenta la definición de las emulsiones, los tipos que existen, su formación y los métodos utilizados para romper una emulsión.

1.1 Importancia de la producción de aceite con agua

La extracción de aceite y gas frecuentemente viene acompañada por agua o salmuera. El contenido de agua en la producción se incrementa en yacimientos maduros a tal grado de exceder el volumen de hidrocarburos producidos antes de llegar al agotamiento del yacimiento. Los costos por producción y manejo de esta agua definen el tiempo de vida económico y las reservas de hidrocarburos de un campo. Por lo tanto, es importante entender y predecir el comportamiento de los problemas inducidos por la producción de agua (Blumer, 2006).

Usualmente el desarrollo tecnológico no está enfocado a la producción de agua, debido a que esta no genera una fuente de ingresos, lo cual complica el entendimiento de los diversos problemas generados por la presencia de agua. Recientemente, se ha incrementado la importancia de la producción de crudo con agua desde el punto de vista ambiental, ya que en el pasado no se prestaba atención a esta agua producida; se consideraba un desperdicio y se vertía en el mar. Más tarde, fue necesario considerar el tratamiento de esta agua, debido a la posible contaminación que se podía generar con las prácticas realizadas en su eliminación. Las regulaciones cada vez son más estrictas de acuerdo con los contaminantes del agua producida, por lo tanto, algunos operadores han considerado reinyectarla para evadir los costos de dichas regulaciones.

El agua producida posee una química compleja que se encuentra en equilibrio con el aceite y el gas a condiciones de presión y temperatura del yacimiento; sin embargo, una vez que se produce aceite y gas, este equilibrio se pierde, lo que

puede originar efectos perjudiciales. Los operadores se enfocan precisamente en estos efectos para así mitigar los impactos económicos y ambientales.

Estos cambios químicos ocurren durante la producción primaria como resultado de la disminución de la temperatura y la reducción de la presión del agua que va del yacimiento hasta las instalaciones superficiales. Este comportamiento puede ser más complejo si múltiples zonas del yacimiento están produciendo con diferentes pozos o se está mezclando la producción en la superficie. Ya que esta mezcla puede conducir a la formación de incrustaciones, corrosión u otros efectos dañinos.

Por lo tanto, las cuestiones relacionadas con la producción de agua son un tema central, aunque éstas no sean evidentes inmediatamente debido a que no generan una ganancia económica.

Usualmente los gastos por la producción de agua son bajos en el desarrollo inicial de los campos; por lo tanto, los diseñadores de las instalaciones costa afuera deberían de construir e instalar el equipo adecuado para el tratamiento de agua producida desde el inicio del proyecto, con el objeto de reducir los costos del mismo. La eventual aparición de grandes producciones de agua requiere de inversión y gastos de operación que no generarán ninguna ganancia y que, al no considerar esta producción de agua desde el inicio del proyecto, puede generar errores en el diseño de las instalaciones para su tratamiento y grandes gastos de operación.

La **Figura 1.1** demuestra el impacto que tiene el incremento del corte de agua en el costo del inhibidor de corrosión por barril de aceite producido, asumiendo como constante el precio del inhibidor de corrosión en \$0.10 USD por barril de aceite. Actualmente este costo puede ser más bajo o más alto. Al mejorar la tecnología para el tratamiento de agua, se reducen los costos, a medida que los yacimientos maduran (Blumer, 2006).

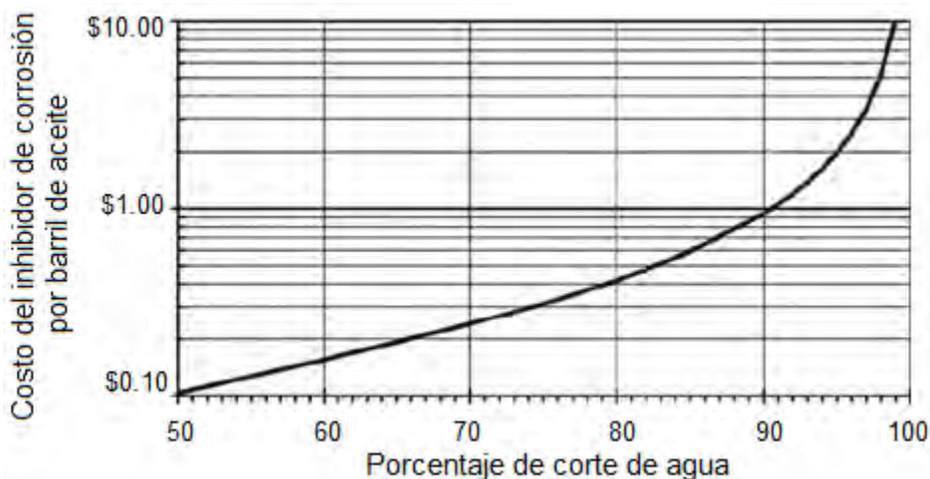


Figura 1.1 Impacto del corte de agua en el costo total del barril de aceite producido (Blumer, 2006).

1.2 Incrustaciones y corrosión

Dos de los principales problemas que se generan con la producción de agua son las incrustaciones minerales y la corrosión, los cuales pueden conducir a fugas y costos por reparación.

El trabajo conjunto de ingenieros, químicos y operadores es determinar y elegir la mejor opción costo-beneficio para solucionar los retos que representan estos problemas, ya que, los inhibidores de incrustaciones y de corrosión deben ser elegidos específicamente por cada área a través de pruebas de laboratorio y de campo para encontrar el inhibidor con mejor combinación de costo y desempeño.

1.2.1 Incrustaciones

La producción de agua frecuentemente desarrolla depósitos de compuestos inorgánicos, que pueden llegar a tapar o perforar la tubería de producción, válvulas, bombas o la terminación de un pozo. Además, estas incrustaciones pueden limitar y afectar la producción, debido a que algunas veces se puede requerir el abandono de un pozo dañado.

Se ha desarrollado tecnología para remover las incrustaciones de las tuberías de producción, líneas de flujo, válvulas, y equipo superficial, restableciendo la producción que se ha perdido. Además, permite prevenir la ocurrencia de estas incrustaciones. El uso de esta tecnología es temporal y generalmente dura de 3 a 12 meses el tratamiento con un inhibidor convencional o de 24 a 48 meses con métodos combinados de fracturamiento e inhibidores (Jasinski, 2007).

Como se mencionó anteriormente, al momento de producir desde la formación aceite, agua y gas hasta la superficie, la presión y la temperatura cambian y algunas sales pueden precipitarse. La **Tabla 1.1** muestra las fórmulas químicas y los nombres de los minerales más comunes que tienden a precipitarse en los campos petroleros. Las incrustaciones más comunes son: calcita, barita, celestita, anhidrita, sulfuro de hierro y halita. Muchas de estas incrustaciones pueden aparecer simultáneamente, además de que tienden a mezclarse (Jasinski, 2007).

Tabla 1.1 Incrustaciones minerales en campos petroleros.	
Mineral	Fórmula
Calcita	CaCO ₃
Aragonita	CaCO ₃
Anhidrita	CaSO ₄
Barita	BaSO ₄
Celestita	SrSO ₄
Mackinawita	FeS
Pirita	FeS ₂
Halita	NaCl
Fluorita	CaF ₂
Esferelita	ZnS
Galena	PbS

La solución y prevención de incrustaciones implica un costo; deben tomarse en cuenta las consecuencias que generan estas incrustaciones, ya que sus efectos pueden resultar demasiado caros.

Por ejemplo, en un pozo del campo Miller, en el Mar del Norte, la producción cayó de 30,000 bpd hasta cero en sólo 24 horas debido a incrustaciones. El costo por limpiar este pozo y ponerlo a producir nuevamente, fue aproximadamente el mismo que se requería para el tratamiento preventivo de incrustaciones en todo el campo. Los problemas asociados a las incrustaciones empeoran con el tiempo y resultan ser económicamente más caros (Jasinski, 2007).

Los métodos usados para remover las incrustaciones deben ser rápidos. Estas pueden ser removidas mecánicamente o disueltas químicamente, dependiendo del tipo, cantidad, composición química y textura de las incrustaciones. Los métodos mecánicos son los más utilizados para remover incrustaciones en tuberías. Por otra

parte, los métodos químicos son utilizados para remover depósitos solubles en los lugares críticos y complejos de las instalaciones, como son: estrangulador, aparejo y bajantes. Además, son usados cuando los métodos mecánicos no son efectivos o son demasiado costosos.

1.2.2 Corrosión

La corrosión de los metales es un proceso electroquímico que consiste en la transferencia de electrones de los átomos de hierro de los metales con los iones de oxígeno o hidrógeno del agua, debido a que el hierro es suficientemente activo para reaccionar con el agua, generando iones solubles de hierro y gas de hidrógeno (Jasinski, 2007).

Si se encuentran cercanos dos tipos de metales diferentes o se tiene una variación, por pequeña que sea, en la composición del metal de una misma tubería, la presencia de un medio electrolítico, como es el caso del agua, los convierte en un sistema potencial de corrosión. En este caso, el metal con la mayor tendencia a corroerse forma un polo negativo, semejante a un ánodo, y si los dos metales están comunicados por un conductor, la otra sección del metal forma el polo positivo, un cátodo.

El ánodo pierde iones metálicos positivos (Fe^{++}) hacia el electrolito lo que causa una liberación de electrones y por ende la oxidación. El aumento de electrones en el metal genera un potencial eléctrico que los hace fluir a través del conductor hasta la sección que hace o conforma el cátodo. Ya en el cátodo este exceso de electrones es neutralizado por iones presentes en el electrolito, proceso conocido como reducción. Bajo esta situación la parte del metal que hace de ánodo sufrirá corrosión por tanto tiempo como el circuito descrito se mantenga, este juego de combinaciones de iones presentes en el electrolito e iones cedidos de los metales termina creando los productos de la corrosión como el sarro y otras partículas (Jasinski, 2007). La **Figura 1.2** es la representación de un sistema de corrosión.

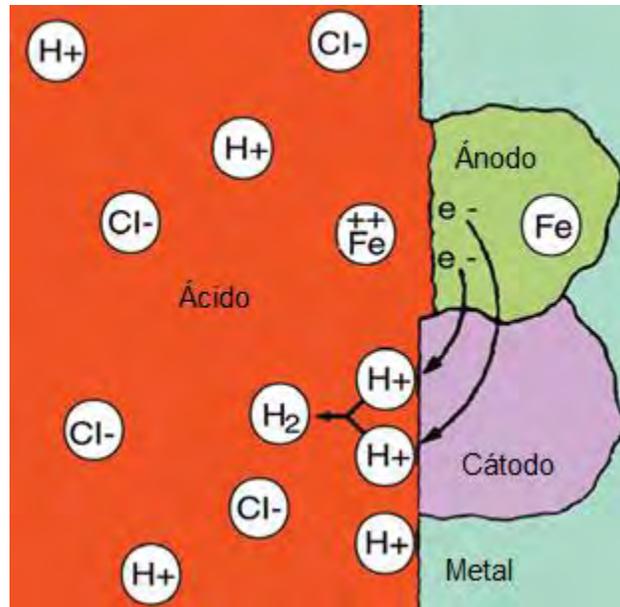


Figura 1.2 Representación de sistema de corrosión (Jasinski, 2007).

Los métodos para evitar la corrosión son conceptualmente sencillos: aislar el metal del agente corrosivo, utilizar metales resistentes a la corrosión en medios corrosivos, inhibir químicamente los procesos de corrosión, mover el potencial eléctrico del metal a una región donde se genere la mínima corrosión posible, o bien, vivir con la corrosión y reemplazar los componentes una vez que fallen debido a la corrosión (Jasinski, 2007).

1.3 Asfaltenos

Algunos tipos de crudo tienden a depositar asfaltenos durante su producción. Estos depósitos pueden tapar las tuberías de producción e instalaciones superficiales, incluyendo válvulas y equipo de seguridad y control de las instalaciones. La precipitación de asfaltenos es causada por diversos factores, como son los cambios en la presión, temperatura y composición química. Además, esta precipitación no está relacionada con la cantidad de asfaltenos disueltos en el fluido del yacimiento, ya que, algunos crudos con un porcentaje de asfaltenos de 1% o menos forman depósitos en las tuberías, mientras otros con 10% o más de asfaltenos no forman depósitos. La composición química de los asfaltenos varía de acuerdo con el campo o yacimiento, los asfaltenos contenidos en el crudo de campos de Venezuela son químicamente diferentes a los que encontramos en campos de México o del Mar del Norte (Jasinski, 2007). Sin embargo, algunas generalidades pueden ayudar en el diseño para la prevención y remedio de estos problemas.

La precipitación de asfaltenos y los cambios en la presión y temperatura pueden ser ilustrados en las siguientes figuras. La **Figura 1.3** muestra una gráfica del porcentaje

de peso de los asfaltenos precipitados en función de la presión a temperatura del yacimiento. En esta, podemos ver que no hay precipitación de asfaltenos con el decremento de la presión, hasta que se alcanza la presión de precipitación de 4,500 lb/pg². Esta precipitación va aumentando cuando la presión disminuye, alcanzando su máximo valor en la presión de saturación 2,000 lb/pg². Los depósitos de asfaltenos se pueden volver a disolver a medida que la presión disminuye, al menos parcialmente, con probabilidades de alcanzar un valor de cero a una baja presión, conocida como presión de disolución (Jasinski, 2007).

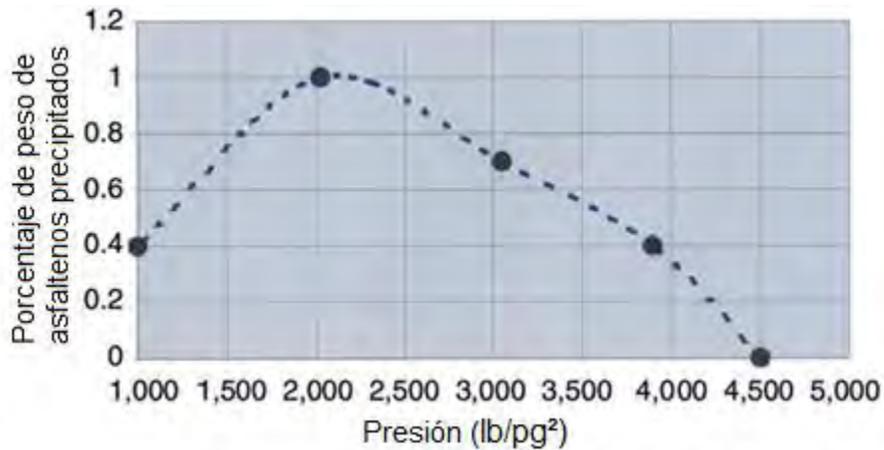


Figura 1.3 Relación de la presión con respecto a la precipitación de asfaltenos (Jasinski, 2007).

La **Figura 1.4** nos muestra una envolvente de precipitación de asfaltenos (EPA), con una curva de las presiones de precipitación (frontera superior) y las presiones de disolución (frontera inferior) en función de la temperatura, sobrepuesta con una curva de saturación de presión/temperatura. El significado de la región de la envolvente EPA, es que los asfaltenos precipitan en valores de presión y temperatura entre las fronteras. El problema de la precipitación será mayor con valores cercanos a la línea de saturación. Por lo tanto, en esta figura se muestra una posible ruta para evadir estos asfaltenos durante la producción (Jasinski, 2007).

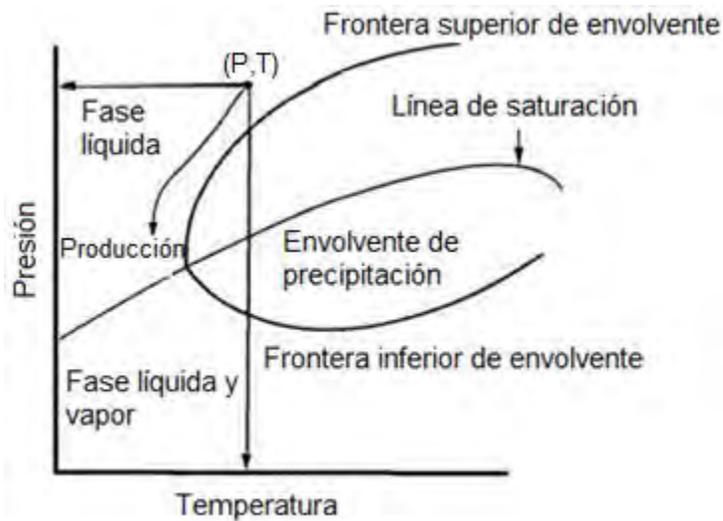


Figura 1.4 Envoltorio de precipitación de asfaltenos (Jasinski, 2007).

Los cambios en la presión y la temperatura no son los únicos que pueden generar la precipitación de asfaltenos, ya que estos también pueden generarse al combinar dos tipos de crudo distintos. Se ha observado que los problemas relacionados a los asfaltenos se incrementan con el inicio de la producción de agua. Además, la presencia de otros sólidos con agua en el fluido producido puede agrandar las consecuencias de la precipitación de asfaltenos, generando una gran masa de sólidos y/o estabilización de emulsiones. Esto se puede ejemplificar en la **Figura 1.5**. Los agregados de asfalto se adsorben con parafinas y otros sólidos sobre las gotas de agua, estabilizando una emulsión que puede ser suficientemente fuerte para tapar la producción.

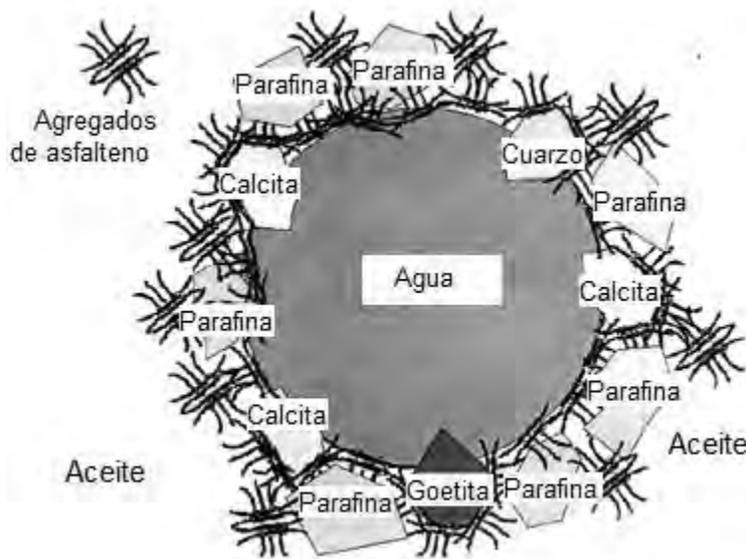


Figura 1.5 Visualización de los efectos estabilizadores de los asfaltenos y otros sólidos en gotas de agua (Jasinski, 2007).

1.3.1 Definición de asfaltenos

Los componentes más pesados del petróleo pueden ser separados en 4 grupos.

- **Saturados:** Incluyen todos los componentes hidrocarburos con átomos de carbón saturados. Estos son los n-alcanos, i-alcanos y cicloalcanos (naftenos).
- **Aromáticos:** Incluyen a los bencenos y todos los compuestos derivados con uno o más anillos de benceno.
- **Resinas:** Son componentes con grupos de alta polaridad y largas colas de alquenos. Los grupos polares son compuestos aromáticos y anillos de nafteno y algunas veces contienen átomos de oxígeno, azufre y nitrógeno. Las resinas puras son líquidos pesados o sólidos pegajosos.
- **Asfaltenos:** Son componentes grandes y altamente polares creados por anillos condensados aromáticos y anillos de nafteno. Los asfaltenos puros son negros.

El método experimental utilizado para determinar las fracciones de estos grupos es llamado análisis SARA: saturados, aromáticos, resinas y asfaltenos.

Los asfaltenos son una clase soluble en aromáticos ligeros como el benceno y el tolueno, pero son insolubles en parafinas (Nghiem y Kohse, 2006). Estos comúnmente son clasificados por la parafina con la cual se precipitan del crudo (n-pentano o n-heptano).

Una molécula de asfalteno consiste en grupos de anillos condensados de aromáticos y nafténicos. Cada grupo contiene no más de 5 a 6 anillos, conectados por parafinas, las cuales incluso pueden contener átomos de oxígeno y azufre. Las resinas y los asfaltenos contienen cerca de la mitad del total de nitrógeno y azufre en el aceite crudo. Se puede observar el ejemplo de una molécula de asfalteno en la **Figura. 1.6**.

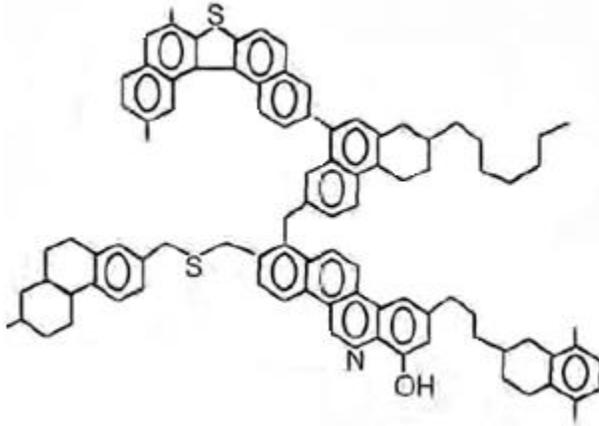


Figura 1.6 Estructura hipotética de un asfalteno (Nghiem y Kohse, 2006).

A pesar de que se sigue investigando la naturaleza exacta de las condiciones de equilibrio de los asfaltenos en los fluidos petroleros, una de sus características es la tendencia por formar agregados en soluciones de hidrocarburos; estos agregados son llamadas micelas. Las micelas y el medio de hidrocarburos forman un sistema coloidal. La **Figura 1.7** muestra micelas de resina/asfalteno suspendidas en aceite.

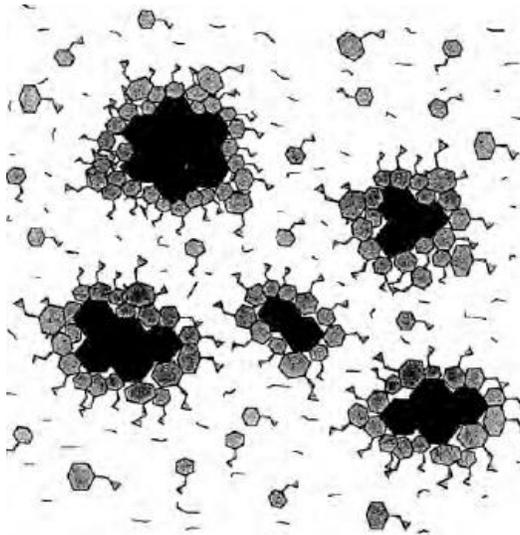


Figura 1.7 Micelas de resina/asfalteno (Nghiem y Kohse, 2006).

1.3.2 Tratamientos para la precipitación de asfaltenos

El método preventivo más efectivo es operar bajo condiciones fuera de la envolvente de precipitación de asfaltenos. Esto requiere de minimizar las caídas de presión en el aparejo de producción.

Los inhibidores químicos pueden ser usados para prevenir la precipitación de asfaltenos, estos deben estar presentes en el crudo antes de que se aparezca la precipitación. La inyección continua de un inhibidor en las líneas de producción de crudo es algo muy sencillo, de igual manera que la inyección de inhibidores antes de la mezcla de asfaltenos en crudos incompatibles (Jasinski, 2007).

Los inhibidores de asfaltenos generalmente son polímeros orgánicos. Estos grupos funcionales interactúan con los asfaltenos de la misma manera que las resinas naturales mantienen a los asfaltenos disueltos por encima de un rango de presión y temperatura. Dada la variabilidad en la estructura de los asfaltenos, es importante que el polímero inhibidor se evalúe específicamente en el crudo que se utilizará (Jasinski, 2007).

Generalmente los depósitos de asfaltenos se remueven manualmente, si es que estos se presentan en el equipo superficial y se tiene un fácil acceso, como lo es en los separadores y otros equipos. Los métodos físicos se pueden usar dependiendo la dureza de los depósitos, un ejemplo es con elementos de limpieza interna, corrida de diablos, que es apropiada para remover depósitos en ductos. En la **Figura 1.8** se puede observar cómo la deposición de asfaltenos afecta los indicadores de nivel de un separador, generando un riesgo en las instalaciones.

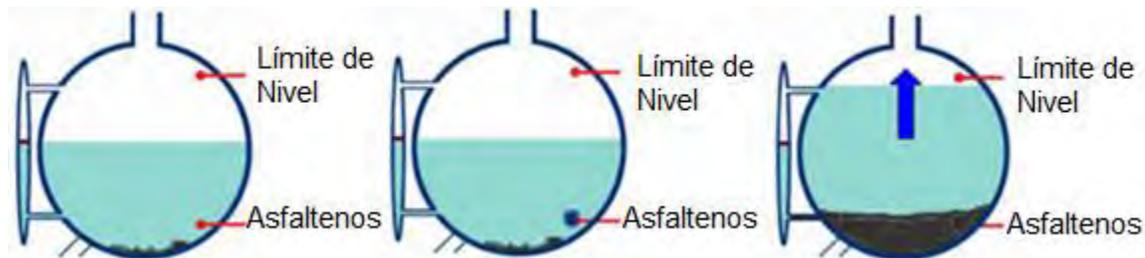


Figura 1.8 Falla en indicadores de nivel de un separador debido a la presencia de asfaltenos (Cameron 2015).

Debido a que la solubilidad de los asfaltenos aumenta con el incremento de contenido de aromáticos, los solventes como el xileno y el tolueno son la opción tradicional para disolver los depósitos de asfaltenos. Con las estrictas regulaciones en torno a estos solventes, las emisiones volátiles y su inflamabilidad, hacen que el uso del xileno y tolueno no sea atractivo, y otros solventes son utilizados como alternativa. Los terpenos son usados efectivamente como solventes, incluso reemplazando al xileno, debido a las consideraciones de salud, seguridad y medio ambiente (Jasinski, 2007). Estas alternativas de solventes aromáticos inhiben los depósitos de asfaltenos, rompiéndolos y haciendo que se precipiten pequeñas partículas, las cuales se mantienen en suspensión en el aceite.

1.4 Emulsiones

El crudo raramente se produce solo, ya que en la mayoría de los yacimientos se produce una combinación de crudo con agua. Esta agua crea grandes problemas y generalmente incrementa el costo de producción del aceite. El agua producida tiene que separarse del aceite, tratarse y eliminarse de manera correcta, lo cual implica un costo. Además, para que el crudo pueda ser vendido se debe cumplir con ciertas especificaciones, incluyendo la cantidad o porcentaje de agua contenidos en el crudo, así como la sal contenida en él.

Es posible que el agua producida esté en forma de emulsión; regularmente, las emulsiones en un campo petrolero son una dispersión de gotas de agua en el aceite. Estas emulsiones pueden generar dificultades en el tratamiento y causar severos problemas en las instalaciones y plantas de separación del gas y aceite. Las emulsiones ocurren en casi todo el proceso de producción del crudo, ya sea dentro del yacimiento, pozo y cabezales, dentro de las instalaciones de tratamiento de crudo húmedo y en las plantas de separación de gas-aceite, y durante el transporte a través de ductos, y en tanques de almacenamiento. Por lo tanto, cuando el agua forma emulsiones estables en el crudo y no pueden ser removidas de manera convencional en los tanques de almacenamiento, es necesario utilizar métodos de tratamiento de emulsiones.

1.4.1 Definición de emulsión

Una emulsión es una combinación de dos líquidos inmiscibles, donde uno de ellos se encuentra disperso en forma de gotas dentro del otro (Warren, 2007). La fase que se presenta en forma de gotas es llamada fase dispersa o interna, y la fase en la que dichas gotas se encuentran suspendidas es llamada fase continua o externa (Kokal, 2006). Para las emulsiones que se producen en los campos petroleros, uno de los líquidos es agua y el otro aceite crudo; el volumen de agua que se emulsiona con el crudo varía de una instalación a otra, de tal forma que puede ser menos del 1% y algunas veces más del 80%.

1.4.2 Tipos de emulsiones

Las emulsiones se pueden clasificar en tres grupos: agua en aceite, aceite en agua y emulsiones múltiples.

- **Emulsiones agua en aceite:** Consisten en gotas de agua en una fase continua de aceite. Este tipo de emulsiones son las más comunes en la industria petrolera. En la **Figura 1.9** se ilustra un ejemplo:

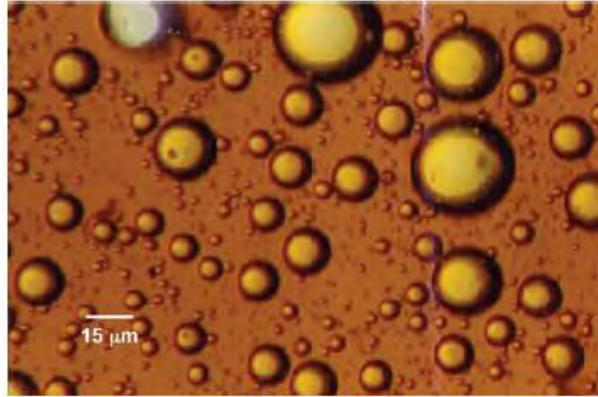


Figura 1.9 Emulsión agua en aceite (Warren, 2007).

- **Emulsiones aceite en agua:** Consisten en gotas de aceite en una fase continua de agua, como se ilustra en la **Figura 1.10**. Algunas veces este tipo de emulsiones también son conocidas como emulsiones inversas.

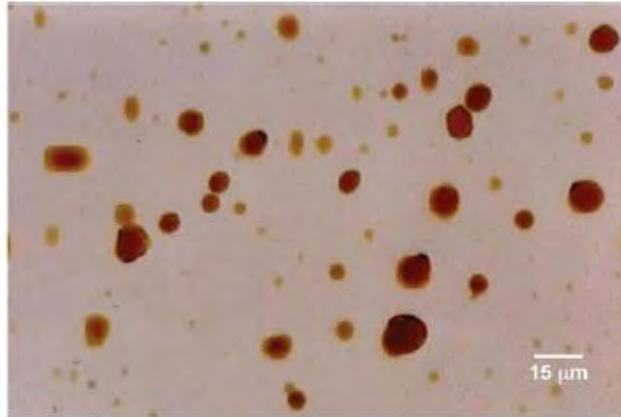


Figura 1.10 Emulsión aceite en agua (Warren, 2007).

- **Emulsiones múltiples:** Este tipo de emulsiones son más complejas y consisten en pequeñas gotas suspendidas dentro de otras gotas más grandes, las cuales están suspendidas en una fase continua. Por ejemplo, una emulsión agua en aceite en agua consiste en gotas de agua suspendidas dentro de gotas de aceite, las cuales se encuentran suspendidas en una fase continua de agua, como se puede observar en la **Figura 1.11**.

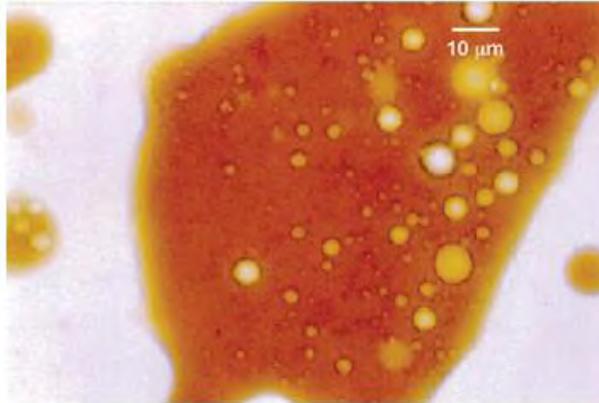


Figura 1.11 Emulsión agua en aceite en agua (Warren, 2007).

El tipo de emulsión formada depende de varios factores. Como regla, cuando la fracción volumétrica de una fase es muy pequeña comparada con la otra, la fase de fracción más pequeña es la fase dispersa y la otra por ende será la fase continua (Kokal, 2006).

Las emulsiones también se pueden clasificar de acuerdo con el tamaño de las gotas en la fase continua. Cuando las gotas dispersas son mayores a $0.1\mu\text{m}$, se considera como macroemulsión. Las emulsiones de este tipo normalmente son termodinámicamente inestables; en contraste con estas, existen las llamadas microemulsiones, las cuales se forman espontáneamente cuando dos fases inmiscibles se juntan debido a la extremadamente baja energía interfacial. Las microemulsiones están constituidas por gotas muy pequeñas, menores a 10nm y son consideradas termodinámicamente estables.

1.4.3 Formación de emulsiones

Para que una emulsión se forme, debe haber dos fluidos inmiscibles, existir la agitación suficiente para dispersar gotas de un líquido dentro del otro, y además estar presente un agente emulsionante (Kokal, 2006).

La agitación que se necesita para formar una emulsión puede ser proporcionada por diversos factores como son las bombas, el flujo a través de ductos o tuberías, el cabezal de producción, la caída de presión por estranguladores, válvulas u otros equipos superficiales, o cualquier combinación de estos. Entre más agitación exista, se dispersarán gotas de agua más pequeñas en el aceite. Las emulsiones formadas por pequeñas gotas de agua son las más estables y difíciles de tratar.

Otro factor igual de importante en la formación de emulsiones es la presencia de un agente emulsionante. Los emulsionantes naturales se encuentran en la fracción más pesada del crudo. Estos emulsionantes estabilizan las emulsiones y contienen agentes surfactantes y sólidos finamente divididos.

- **Surfactantes.** Los surfactantes o tensoactivos son compuestos que son parcialmente solubles en agua y aceite. Estos tienen una parte hidrofóbica

con afinidad al aceite y una parte hidrofílica con afinidad al agua. Debido a su estructura molecular, los surfactantes tienden a concentrarse en la interfase agua-aceite, donde forman una película interfacial. Generalmente reducen la tensión interfacial y promueven la dispersión de las gotas. Los emulsionantes que se originan del crudo naturalmente, contienen fracciones con mayor punto de ebullición, tales como los asfaltenos y resinas, ácidos orgánicos y bases. Otros surfactantes provienen de los químicos inyectados en la formación o en el pozo, como son los fluidos de perforación, inhibidores de corrosión, inhibidores de incrustaciones y agentes de control de asfaltenos (Kokal, 2006).

- **Sólidos finos.** Estos sólidos pueden actuar como estabilizadores mecánicos. Estas partículas son todavía más pequeñas que las gotas de emulsión, se reúnen en la interfase agua-aceite y son mojadas por los dos líquidos. La efectividad de estos sólidos para estabilizar las emulsiones depende de diversos factores como el tamaño de la partícula, las interacciones inter-partículas y la mojabilidad de las partículas. Algunos sólidos finos encontrados en la producción de crudo son partículas de arcilla, arena, asfaltenos y parafinas, productos de corrosión, incrustaciones minerales y lodo de perforación. En la **Figura 1.12** se puede observar el mecanismo de estabilización de una emulsión debido a la presencia de asfaltenos (Kokal, 2006).

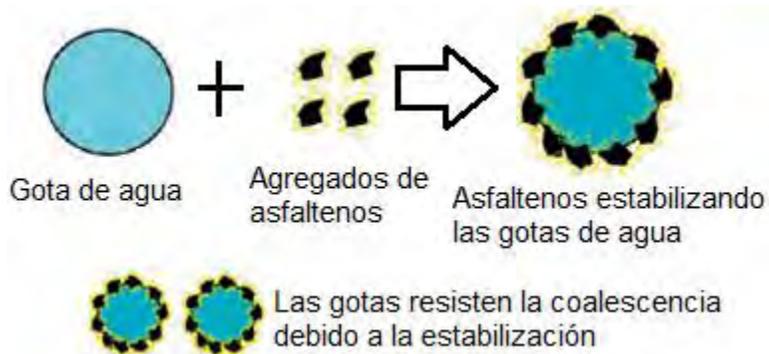


Figura 1.12 Mecanismo de estabilización de emulsiones (Kokal, 2006).

Las emulsiones se caracterizan por diferentes propiedades como los son su apariencia y color, porcentaje de contenido de agua en el crudo y tamaño de gota. El porcentaje de contenido de agua en el crudo representa a los sólidos y la porción acuosa en una emulsión. Existen diversos métodos para determinar la cantidad existente de sólidos y agua en una emulsión, e incluso se han propuesto métodos estandarizados por medio de diversas instituciones como el Instituto del Petróleo del Reino Unido, el Instituto Americano del Petróleo y la organización internacional de normas internacionales ASTM (American Society of Testing Materials). La técnica más común para determinar aceite, agua y sólidos consiste en añadir una ligera dosis de desemulsionante en una emulsión, centrifugarla y dejarla reposar o

asentar. La cantidad de sólidos y agua separada es medida directamente de los tubos diseñados especialmente para centrifugar.

1.4.4 Desemulsificación

Se conoce como desemulsificación a la ruptura de una emulsión de crudo en sus dos fases: aceite y agua. Los productores de petróleo se interesan en tres aspectos de la desemulsificación: la velocidad con la que se realiza la separación, la cantidad de agua que queda en el crudo después de la separación y la calidad del agua separada para poder disponer de ella (Kokal, 2006).

Las emulsiones poseen cierta estabilidad, que surge de la formación de películas interfaciales que encapsulan a las gotas de agua. Para separar la emulsión en aceite y agua, esta película debe ser destruida y hacer que las gotas se junten. Los factores que aceleran la ruptura de las emulsiones son los siguientes (Kokal, 2006):

Temperatura. La aplicación de calor promueve y acelera el proceso de separación de la emulsión. Un incremento en la temperatura tiene los siguientes efectos:

- Reduce la viscosidad del aceite.
- Incrementa la movilidad de las gotas de agua.
- Incrementa la velocidad de asentamiento de gotas de agua.
- Incrementa las colisiones de gotas y favorece la coalescencia.
- Rompe la película sobre las gotas de agua debido a la expansión del agua y mejora el drenaje y la coalescencia de dicha película.
- Incrementa la diferencia de densidades entre los fluidos y esto mejora el tiempo de asentamiento del agua y de separación.

Estos factores favorecen la desestabilización de la emulsión, sin embargo, se tienen ciertas desventajas. Se debe realizar un análisis económico que considere algunos factores como son los costos del calentamiento, tiempo de tratamiento y el agua residual en el crudo.

Agitación. Al reducir la agitación, automáticamente se reduce la estabilidad de la emulsión, ya que una agitación alta, causa mayores mezclas de aceite y agua, generando pequeñas gotas; por lo tanto, se deben reducir o minimizar las formas de corte del flujo de crudo como lo son las válvulas, estranguladores y obstrucciones de flujo.

Tiempo de Residencia. Es el periodo de tiempo en el que la emulsión se mantiene en la temperatura de tratamiento, normalmente este tiempo se encuentra entre 10 y 30 minutos. A medida que incrementa el tiempo de residencia, aumentará la eficiencia de la separación y se reducirá la cantidad de agua residual en el crudo.

De igual manera se incrementa el costo de los equipos de separación por el tiempo de residencia.

Eliminación de Sólidos. Debido a que la presencia de sólidos es necesaria para estabilizar una emulsión, algunas veces se deben eliminar para solucionar o reducir el problema con las emulsiones. La presencia de sólidos como asfaltenos y parafinas en una emulsión, trae efectos perjudiciales y se debe realizar todo lo necesario para eliminarlos del crudo. Se pueden eliminar los sólidos dispersándolos en el aceite o bien remojándolos con agua y eliminándose junto con el agua.

1.4.5 Mecanismos involucrados en la desemulsificación

Existen dos pasos en el proceso de desemulsificación, el primer paso es la floculación (agregación, aglomeración o coagulación) y el segundo paso es la coalescencia. Estos dos pasos son determinantes en la velocidad de rompimiento de una emulsión, como se describe a continuación (Warren, 2007):

Floculación. Durante la floculación las gotas de agua se agrupan formando agregados, y las gotas se encuentran tan cerca una de otra que incluso se tocan sin llegar a la coalescencia. La velocidad de floculación depende de los siguientes factores:

- La cantidad de agua en la emulsión. La velocidad de floculación es mayor cuando el corte de agua es alto.
- Temperatura alta en la emulsión. La temperatura incrementa la energía térmica de las gotas y con esto aumenta la probabilidad de colisión.
- Baja viscosidad del aceite. Esta reduce el tiempo de asentamiento e incrementa la velocidad de floculación.
- Diferencia de densidades alta entre aceite y agua, ya que incrementa la velocidad de sedimentación.

Coalescencia. Durante la coalescencia, las gotas de agua se fusionan para formar una gota grande. Este es un proceso irreversible que disminuye la cantidad de gotas, llegando eventualmente a la desemulsificación total. La coalescencia se mejora con los siguientes factores:

- Una velocidad alta de floculación incrementa la frecuencia de colisión entre las gotas.
- Una alta tensión interfacial. El sistema trata de reducir la energía interfacial por medio de coalescencia.
- Altos cortes de agua incrementan la frecuencia de colisión entre las gotas.

- Los desemulsionantes químicos convierten películas sólidas en películas móviles que son frágiles y que pueden romperse fácilmente, promoviendo la coalescencia.

1.4.6 Métodos para romper una emulsión: térmico, mecánico, eléctrico y químico

En la industria petrolera se deben separar o romper completamente las emulsiones antes de que el aceite pueda ser transportado y procesado. La separación de emulsiones en aceite y agua requiere de la desestabilización de las películas emulsionantes que están alrededor de las gotas de agua. Este proceso es logrado por alguno de estos métodos o la combinación de varios de ellos (Warren, 2007):

- Añadir desemulsionantes químicos.
- Incrementar la temperatura de la emulsión.
- Aplicar campos electrostáticos para promover la coalescencia.
- Reducir la velocidad de flujo para permitir la separación gravitacional del aceite, agua y gas. Esto generalmente se logra con ayuda de grandes separadores y tratadores.

Los métodos para romper una emulsión tienen aplicaciones específicas, dependiendo de la variedad de crudos, el equipo de separación, los químicos desemulsionantes y otras especificaciones del producto. El método para el tratamiento de emulsiones más común es la aplicación de calor y un químico desemulsionante apropiado para promover la desestabilización, seguido de un tiempo de asentamiento con mallas electrostáticas que promuevan la separación gravitacional.

Métodos térmicos. El calor reduce la viscosidad del aceite e incrementa la velocidad de asentamiento del agua, además un incremento en la temperatura favorece a la desestabilización y reducción de la viscosidad interfacial. Otro aspecto relevante debido a una alta temperatura es el incremento de la frecuencia de coalescencia de las gotas de agua, en otras palabras, el calor acelera el rompimiento de emulsiones. El aumento de temperatura también tiene algunos efectos negativos, el primero, el costo de calentamiento, segundo, debido al calentamiento se pueden perder las fracciones ligeras del crudo, reduciendo los grados API y el volumen de aceite tratado, y finalmente, se incrementa la tendencia de precipitación de compuestos o incrustaciones, además de incrementar el potencial de corrosión en los tratadores. Por lo tanto, se debe hacer un detallado análisis económico considerando todos estos aspectos y el costo-beneficio del tratamiento (Kokal, 2006).

Métodos mecánicos. Existe una gran variedad de equipo para romper emulsiones en la industria petrolera, incluyendo los separadores de 2 o 3 fases, FKWO (Free

Water Knockout), deshidratadores, desaladores, tanques de asentamiento, etc. La separación de aceite y agua usualmente se efectúa a través de la separación gravitacional, debido a que el agua tiene mayor densidad que el aceite, las gotas de agua tienden a asentarse (Kokal, 2006).

Métodos eléctricos. Algunas veces se usan mallas o rejillas electrostáticas para el tratamiento de emulsiones, ya que, el alto voltaje es efectivo para romper las emulsiones, esto es porque las gotas de agua tienen una carga eléctrica asociada y cuando se aplica un campo eléctrico, las gotas de agua se mueven rápidamente, colisionando unas con otras y llegando a la coalescencia.

La deshidratación electrostática generalmente es utilizada junto con la adición de químicos y calor. El uso de esta tecnología reduce las necesidades del calentamiento tales como menores temperaturas que resultan en ahorro de combustible y se reducen los problemas de incrustaciones y formación de corrosión. Además, utilizar mallas electrostáticas reduce el uso de químicos para romper la emulsión. Una de las limitantes de la deshidratación electrostática son los cortos circuitos o arcos eléctricos, los cuales generalmente suceden cuando hay un exceso de agua. Actualmente, los diseños de mallas electrostáticas han eliminado la formación de arcos eléctricos (Kokal, 2006).

Métodos químicos. Quizás el método de tratamiento de emulsiones más común es añadir químicos desemulsionantes. Los cuales están diseñados para neutralizar el efecto estabilizador de los agentes emulsionantes. Los desemulsionantes son compuestos tensoactivos, que cuando son añadidos a una emulsión, migran hacia la interfase aceite-agua, rompen o debilitan la película interfacial y mejoran la coalescencia de las gotas de agua. Una óptima desemulsificación con un químico requiere de la selección apropiada del desemulsionante, la cantidad indicada del químico, una adecuada mezcla del químico en la emulsión y el suficiente tiempo de retención en los separadores (Kokal, 2006).

La selección correcta del desemulsionante es crucial para la eliminación o rompimiento de la emulsión. Los químicos desemulsionantes contienen los siguientes compuestos: solventes, ingredientes tensoactivos y floculantes.

Los siguientes pasos ayudan a una selección correcta del químico desemulsionante (Kokal, 2006):

- Caracterización del crudo y sus contaminantes, incluyendo su gravedad API, tipo y composición de aceite y agua, sólidos inorgánicos, cantidad y tipos de sales.
- Evaluación de los datos operacionales, incluyendo gastos de producción, capacidad de equipos de tratamiento, presiones y temperaturas de operación, equipo de dosificación de químicos y puntos de inyección, localización de muestreo y frecuencia de mantenimiento.

Los procedimientos de prueba o muestreo son válidos para una apropiada selección de los químicos a utilizar, estas pruebas incluyen las pruebas de botella, simuladores dinámicos y pruebas de campo. Estas pruebas tienen algunas limitaciones, ya que existen miles de químicos en el mercado y puede resultar un proceso muy largo, debido a los cambios en las condiciones operacionales de las instalaciones. Por lo tanto, es importante tener un registro estricto de los datos de operación y de los resultados de las pruebas realizadas.

Con respecto a la dosificación, la cantidad de químico añadido es muy importante, ya que, si se añade muy poco desemulsionante, el problema de emulsión quedará sin resolverse y un exceso en la dosis podría estabilizar aún más la emulsión. Es difícil prescribir una dosis estándar para el tratamiento de emulsiones debido a la variedad de químicos desemulsionantes disponibles, los diferentes tipos de crudo, el equipo de separación seleccionado y la variedad en la calidad de los productos. Con base en la literatura, los gastos de desemulsionante varían de 10 hasta 100 ppm durante la recuperación primaria y secundaria. Durante la recuperación terciaria, los gastos de desemulsionante pueden llegar a ser miles de partes por millón en los casos más extremos (Kokal, 2006).

Capítulo 2

Equipos utilizados para la deshidratación de crudo en instalaciones costa afuera

En este capítulo se presentan algunos aspectos relevantes del tratamiento y la deshidratación del crudo, describiendo los equipos utilizados en estos procesos. Comenzando con la descripción de los separadores de acuerdo con su tipo, forma y componentes internos. Posteriormente, se presentan los distintos tipos de tratadores como son los tratadores de agua libre o FWKO, tratadores horizontales, verticales y electrostáticos, describiendo sus funciones en el proceso del crudo. Por último, se describen los desaladores, así como sus funciones en el tratamiento de crudo.

2.1 Generalidades

Es de conocimiento general, que los pozos petroleros producen una mezcla de gas, aceite, agua con minerales disueltos, otros gases (nitrógeno, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno) y sólidos. Para que estos hidrocarburos puedan venderse deben separarse del agua y los sólidos, medirse y transportarse. Este proceso consiste en separaciones de fase y cambios en la presión y temperatura, con la meta principal de cumplir con las especificaciones de venta, las cuales definen el máximo porcentaje permisible de agua, sal y otras impurezas en los hidrocarburos. Por lo tanto, es necesario el tratamiento y la deshidratación del aceite producido.

Una de las especificaciones que se debe cumplir, es que el aceite enviado desde las instalaciones de tratamiento de aceite húmedo no debe contener más del 1% de contenido de agua en el crudo. En los oleoductos se tiene un rango de 0.1 a 3% y comúnmente en los ductos del Golfo de México se requiere menos del 1% de agua (Thro, 2007).

Se necesita de un bajo contenido de contenido de agua y sal en el crudo para reducir la corrosión y la precipitación de sales, debido a que una de las principales preocupaciones en las refinerías es eliminar la sal del crudo antes de causar corrosión u otros efectos perjudiciales en los equipos de refinación.

El proceso principal en las instalaciones de producción de petróleo es separar el aceite del gas, agua y sólidos, para poder estabilizarlo y de esta manera cumplir con

todos los parámetros de calidad de venta. Además, es importante el tratamiento del gas separado para lograr su venta y consiste en comprimirlo, deshidratarlo y remover el contenido de H₂S y CO₂. Como proceso secundario queda, el tratamiento del agua producida para su eliminación. Su tratamiento consta de eliminar los hidrocarburos dispersos y disueltos, además de la separación, se puede incluir la filtración, desionización y/o el bombeo. En la **Figura 2.1** se puede ver el diagrama de una instalación de producción simple.

Para cumplir con este proceso, se requiere de sistemas auxiliares, como lo son los procesos de calentamiento y de enfriamiento, los cuales ayudan en el tratamiento del aceite, en el calentamiento del combustible de las turbinas y en la compresión del gas. Además, las instalaciones no pueden funcionar sin electricidad y es necesario la presencia de sistemas de generación eléctrica y potencia. Otro punto relevante en las instalaciones es la necesidad de sistemas de seguridad, incluyendo los instrumentos de seguridad y sistemas de paro por emergencia.

La deshidratación en instalaciones costa fuera se ve limitada por el espacio para los equipos y el tiempo de tratamiento. Las diferencias entre los equipos de proceso (separadores, tratadores, bombas, compresores, etc.) instalados en una plataforma y los instalados en campos terrestres, son menores. Sin embargo, se debe considerar el uso de equipos compactos y ligeros. Una de las diferencias más grandes es el uso de separadores y tratadores horizontales, además de la instalación de los equipos en módulos.

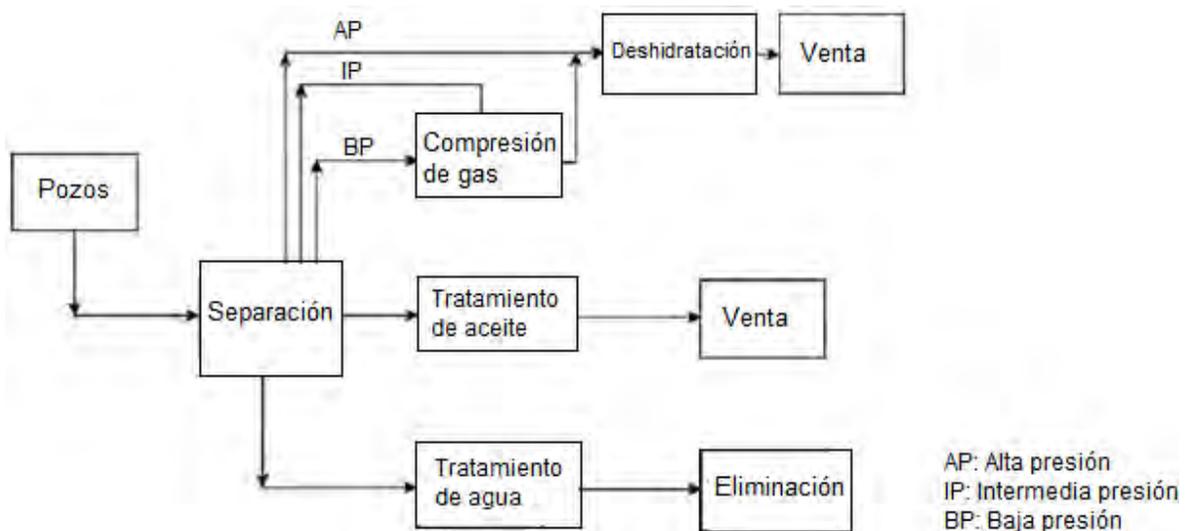


Figura 2.1 Instalación típica de producción (Thro, 2007).

2.2 Separadores

El primer paso en el proceso de estabilización del crudo es separar el gas del líquido y el agua del aceite, esto se realiza con ayuda de un separador, que es un

contenedor a presión, en el cual fluyen los fluidos provenientes de los pozos para separar el gas, el aceite y el agua por efectos de la gravedad. Es necesaria esta separación de fases para poder recuperar la mayor cantidad de hidrocarburos líquidos, cumplir con las especificaciones de venta, realizar pruebas de pozos, mediciones de flujo y para proteger las bombas y los compresores.

Los separadores pueden clasificarse en separadores de dos fases, si se va a separar el gas del total de líquido en la corriente proveniente de los pozos; y en separadores de tres fases, si se requiere separar el líquido en aceite y agua (Arnold y Stewart, 2008).

El primer separador en las instalaciones, el cual recibe la producción desde los pozos, es llamado separador de alta presión (AP) y puede ir directamente conectado a los ductos con destino al tanque de almacenamiento, dependiendo del diseño de las instalaciones y de las condiciones de producción del campo. También, son utilizados los separadores de presión intermedia (IP), formando una segunda etapa o estación de separación; es recomendable utilizar una segunda etapa de separación, ya que de esta manera el aceite estabilizado en el tanque de almacenamiento es mayor. Se tienen dos grandes beneficios al utilizar una segunda etapa de separación: la primera es que se requiere menor potencia en los compresores debido a que el gas se libera a altas presiones y la segunda es que, se produce mayor cantidad de aceite estabilizado. Si se utiliza una tercera etapa de separación, con un separador de baja presión (BP), la cantidad de aceite estabilizado en el tanque aumenta aún más. Una típica separación con 3 estaciones como la que se muestra en la **Figura 2.2** puede separar la producción en un separador AP, a 1100 lb/pg², pasando el aceite a un separador IP, a 450 lb/pg² y a un separador BP, a 150 lb/pg² (Thro, 2007).

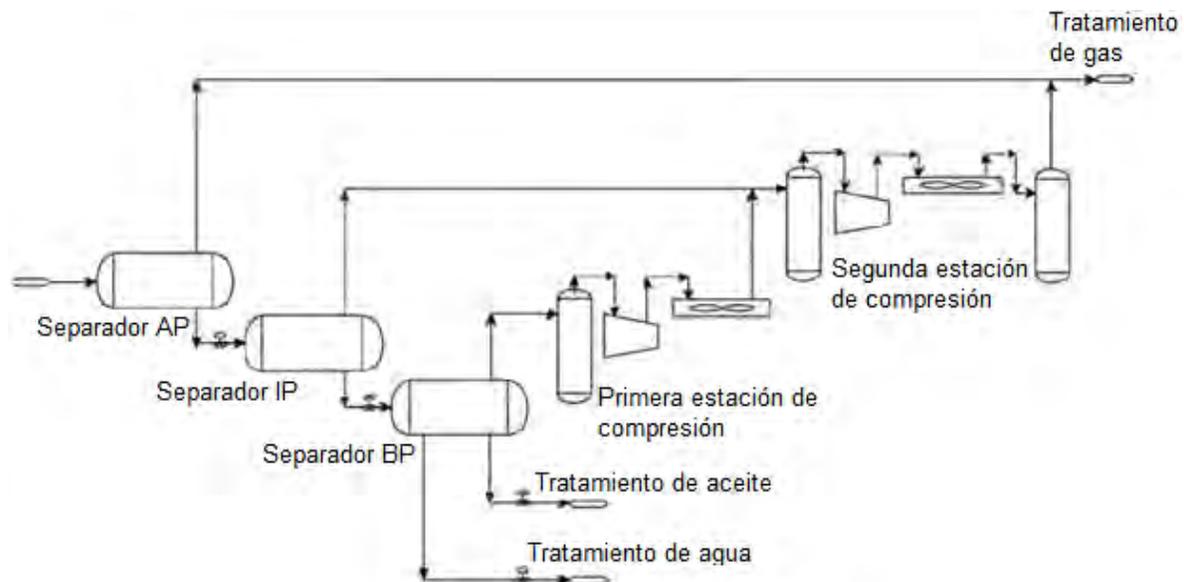


Figura 2.2 Separación con 3 estaciones o etapas (Thro, 2007).

Las características de la corriente de flujo pueden generar afectaciones en el diseño y la operación del separador. Por lo tanto, los siguientes factores deben determinarse antes del diseño del separador (Arnold y Stewart, 2008):

- Gastos de gas y líquido (mínimo, promedio y máximo).
- Presiones y temperaturas de operación y de diseño.
- Propiedades físicas de los fluidos, como la densidad y factor de compresibilidad.
- Presencia de impurezas (parafinas, arena, incrustaciones, etc.).
- Tendencia del crudo a formar espumas.
- Tendencias corrosivas del líquido o gas.

Separadores horizontales y verticales.

Los separadores son diseñados y construidos de manera horizontal, vertical y esférica. Los que se utilizan comúnmente son los horizontales y verticales, la selección se basa de acuerdo con los resultados deseados, el espacio en las instalaciones y siempre se considera el costo del tiempo de vida. La **Tabla 2.1** compara las ventajas y desventajas de los separadores horizontales y verticales (Chin, 2007):

Tabla 2.1 Ventajas y desventajas de separadores horizontales y verticales.

	Horizontal	Vertical	Discusión
Separación:	Mejor		En separadores horizontales, las gotas o burbujas no tienen que asentarse o levantarse a través de un flujo a contracorriente.
Sólidos:		Mejor	Los sólidos se remueven más fácilmente desde el fondo de un separador vertical.
Manejo o instalación:		Mejor	Los separadores verticales tienen menores dimensiones horizontales.
Espumas:	Mejor		Los separadores horizontales proporcionan mayores áreas superficiales para el escape de burbujas.
Baches de líquido:		Mejor	Los cambios de nivel del líquido no afectan la capacidad de gas en el separador.

Independientemente del tamaño y forma del separador, cada uno contiene cuatro grandes secciones, que son ilustradas en las **Figuras 2.3 y 2.4** (Chin, 2007).

Sección de deflector de entrada. La corriente de flujo que entra al separador es una mezcla de gas y líquido a una alta velocidad, debido a esta alta velocidad; el fluido entra al separador con un momentum alto. El deflector de entrada, también conocido como sección de separación primaria, cambia abruptamente la dirección del flujo, absorbiendo el momentum del líquido y permitiendo la separación del gas y el líquido.

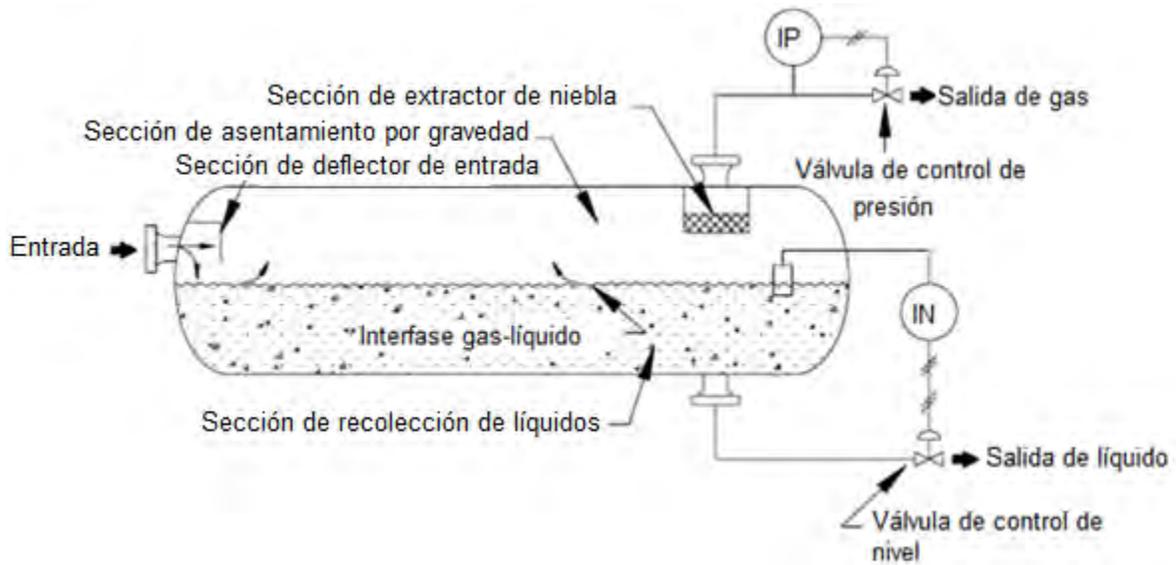


Figura 2.3 Esquema de separador horizontal (Arnold y Stewart, 2008).

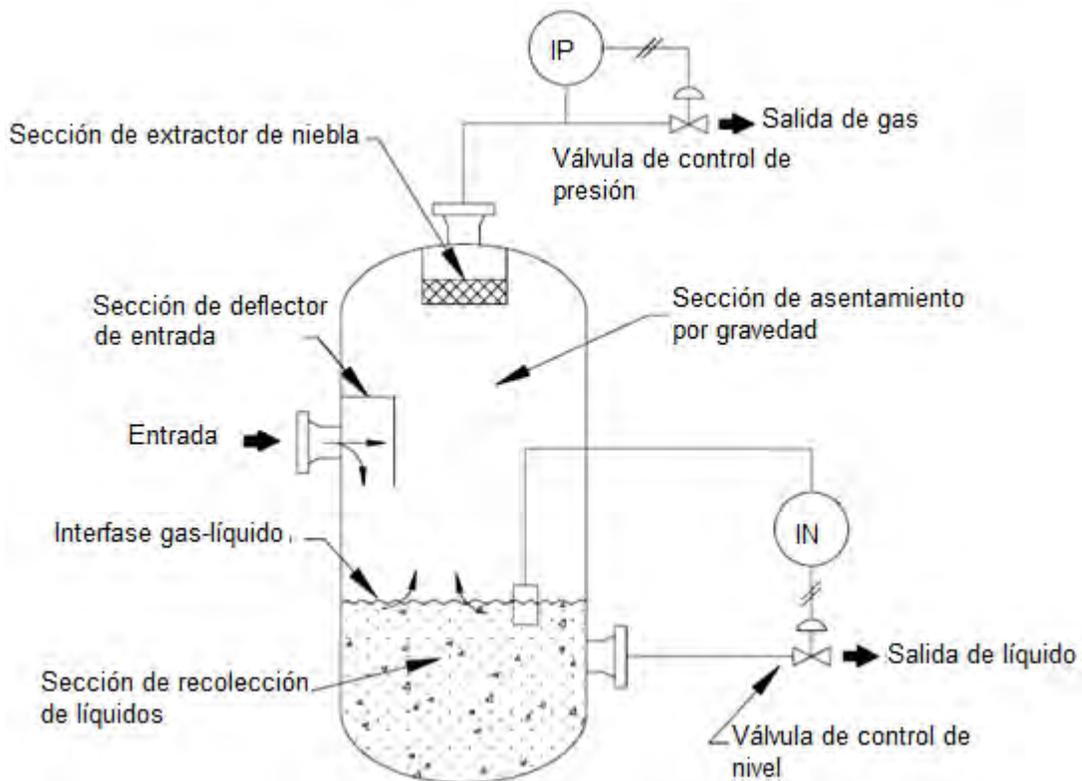


Figura 2.4 Esquema de separador vertical (Arnold y Stewart, 2008).

Sección de recolección de líquidos. Esta sección se localiza al fondo del separador, proporcionando el tiempo de retención necesario al gas arrastrado en el líquido para que pueda escapar a la sección de asentamiento por gravedad. El

grado de separación es proporcional al tiempo de retención proporcionado. El tiempo de retención es afectado por la capacidad de líquido del separador, el gasto con el cual los fluidos entran al separador y la diferencia de la densidad de los fluidos. La separación de líquido-líquido requiere un tiempo de retención más largo que la separación de líquido-gas.

Sección de asentamiento por gravedad. A medida que la corriente de gas ingresa en esta sección, su velocidad disminuye y las pequeñas gotas de líquido arrastradas en el gas y que no fueron separadas con el deflector de entrada, caen a la interfase de gas-líquido debido a la gravedad.

Sección de extractor de niebla. El gas que abandona la sección de asentamiento por gravedad contiene pequeñas gotas de líquido, generalmente menores de 100 a 140 micrones. Antes de que el gas abandone el separador, éste pasa a través de una sección de extractor de niebla; esta sección utiliza elementos de coalescencia que proporcionan una gran área superficial para eliminar las pequeñas gotas de líquido. A medida que el gas fluye a través de los elementos de coalescencia, se generan múltiples cambios de dirección; debido a su gran masa, las gotas de líquido no pueden seguir estos cambios en la dirección del flujo, por lo tanto, chocan y se recolectan en los elementos de coalescencia, donde caen a la sección de recolección de líquidos.

2.3 Tratadores de agua libre (free water knockout, fwko)

Ninguna separación es perfecta y siempre queda agua en el aceite, el contenido de agua en el crudo puede tener un rango desde menos de 1% hasta más de 20%. Entre menor sea la gravedad API, menor será la eficiencia de separación.

Normalmente se forman tres fases cuando se genera una agitación en la emulsión y luego se deja asentar: una capa superior de aceite con pocas y muy pequeñas gotas de agua dispersas; una capa inferior con agua libre con pocas y muy pequeñas gotas de aceite dispersas; y una capa en medio de emulsión. El agua libre, es el agua que es separada completamente y depositada en el fondo del contenedor, comúnmente ocurre entre 3 y 10 minutos (Arnold y Stewart, 2008).

Los tratadores de agua libre (FWKO, por sus siglas en inglés) son contenedores o vasijas presurizadas con la finalidad de remover el agua libre de la corriente de crudo y son diseñados de forma horizontal o vertical, predominando los horizontales como el que se muestra en la **Figura 2.5**. Estos son instalados en la trayectoria de flujo de la producción donde la turbulencia ha sido minimizada y usualmente operan a una presión de 50 lb/pg² o menor, dependiendo su ubicación.

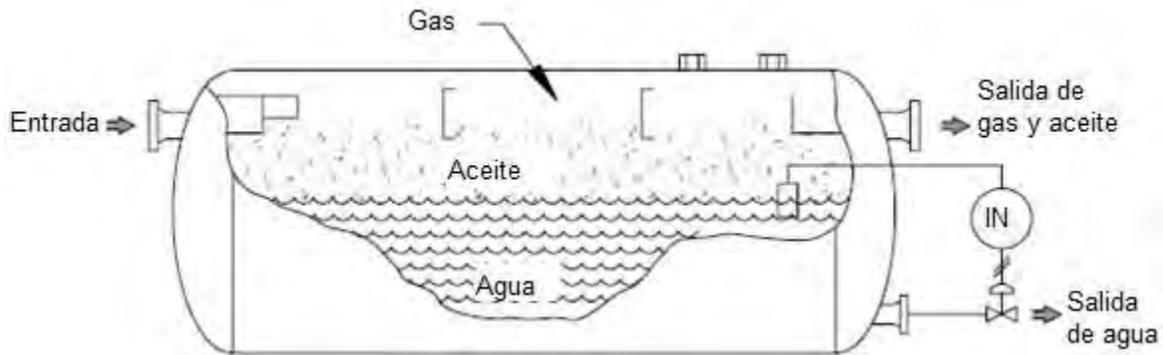


Figura 2.5 Esquema de tratador de agua libre horizontal (Arnold y Stewart, 2008).

El fluido entra en el FWKO y fluye en contra de un deflector de entrada, el cambio repentino de momentum causa la separación inicial del líquido y el poco contenido de gas. La sección de recolección de líquidos proporciona tiempo al aceite y la emulsión para formar la capa superior mientras el agua libre se asienta en el fondo del contenedor. Cuando hay una cantidad considerable de gas en la corriente de entrada, se puede utilizar un separador trifásico, así como un FWKO.

El aceite y el agua se separan de manera más rápida y completa en un FWKO cuando el líquido viaja a través de un contenedor horizontal, ya que el flujo horizontal permite el movimiento de las gotas hacia abajo, con menos restricciones.

Algunos factores que afectan el diseño son: tiempo de retención, gasto de flujo, temperatura, gravedad del aceite, distribución en el tamaño de las gotas de agua y las características de la emulsión (Arnold y Stewart, 2008).

2.4 Tratadores verticales de aceite con emulsiones

Los tratadores verticales son utilizados comúnmente para el tratamiento de emulsiones en un solo pozo (Warren, 2007). En un diseño vertical típico, como se muestra en la **Figura 2.6**, el flujo entra en la sección de separación de gas, encontrada cerca de la cima o punta del tratador. Esta sección debe diseñarse adecuadamente para la separación de gas del líquido. Si el tratador recibe la corriente de un separador, esta sección puede ser muy pequeña y debería contener un deflector de entrada y extractor de niebla.

El líquido fluye hacia el fondo del tratador, que funciona como un FWKO. Si el tratador recibe la corriente de un FWKO, la sección del fondo deberá ser muy pequeña. Además, si se requiere tratar toda la corriente, la sección del fondo deberá tener el tamaño adecuado para un suficiente tiempo de retención, que permita asentar al agua libre.

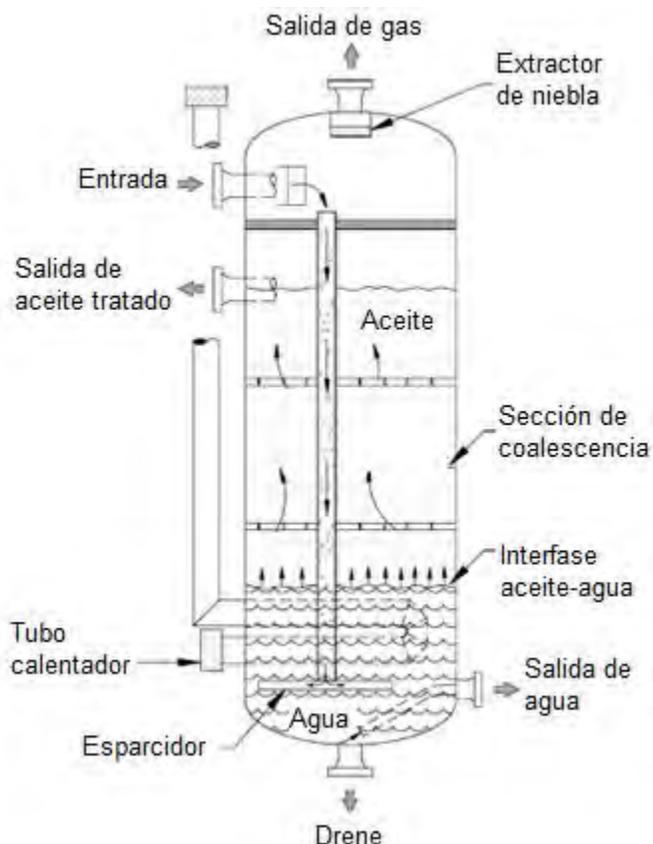


Figura 2.6 Esquema de tratador vertical (Arnold y Stewart, 2008).

El aceite y la emulsión fluyen alrededor del tubo de calentamiento hacia la sección de coalescencia, donde encontrarán suficiente tiempo de retención que permitirá el asentamiento de las gotas de agua en la sección de agua. Las válvulas de descarga mantienen el nivel del aceite, y con un indicador de nivel se puede ajustar y controlar la interfase de aceite-agua. Además, se colocan deflectores y platos de separación en la sección de coalescencia, por encima del tubo de calentamiento.

Por medidas de seguridad, en operaciones costa afuera es preferible utilizar dentro del tratador un fluido de transferencia de calor y un intercambiador de calor, en lugar de un tubo de calentamiento que utilice combustible (Arnold y Stewart, 2008).

2.5 Tratadores horizontales de aceite con emulsiones

Este tipo de tratadores son utilizados para corrientes que fluyen de múltiples pozos y los detalles de su diseño varían de acuerdo a donde son manufacturados, pero sus principios son los mismos, como se pueden observar en la **Figura 2.7**. Los tratadores horizontales contienen 3 secciones principales: frontal (calentamiento y lavado de agua), de agitación y de coalescencia.

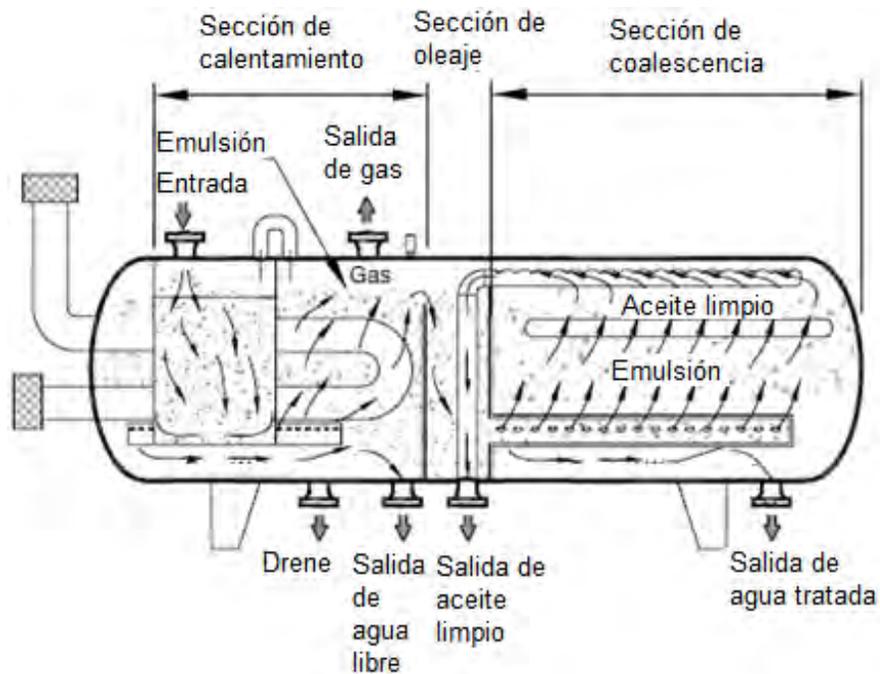


Figura 2.7 Esquema de tratador horizontal (Arnold y Stewart, 2008).

Los fluidos entran por la sección frontal e inician su recorrido hacia abajo del deflector, donde el gas se libera y se elimina a través de la salida de gas. El aceite, la emulsión y el agua libre pasan del deflector al esparcidor, localizado ligeramente por debajo de la interfase de aceite-agua, donde el agua libre es separada. El aceite y la emulsión son calentados al pasar por el tubo de calentamiento.

A medida que se va separando el agua libre, su nivel se eleva dentro del tratador, por lo que es necesario que se vaya eliminando para que no desplace al aceite y la emulsión. Si el nivel de agua es demasiado bajo, la sección frontal no estará disponible para realizar el lavado al aceite y la emulsión que entran al tratador, lo cual reduce la eficiencia de tratamiento (Arnold y Stewart, 2008). El nivel de la interfase aceite-agua es controlado por un indicador de nivel.

El tamaño de la sección frontal debe ser el ideal para el asentamiento del agua libre y el calentamiento del aceite. La sección de coalescencia debe ser de tamaño suficiente para un adecuado tiempo de retención, que permita la coalescencia y asentamiento de las gotas de agua (Arnold y Stewart, 2008).

La mayoría de los tratadores horizontales construidos hoy en día no usan tubos de calentamiento. El calor es añadido a la emulsión en un intercambiador de calor antes de que la emulsión entre al tratador. Además, algunos tratadores son diseñados únicamente con la sección de coalescencia. En este caso, el fluido es bombeado desde un intercambiador de calor hasta al tratador, que es operado a una alta presión para mantener el aceite por encima del punto de burbuja.

2.6 Tratadores electrostáticos

El flujo a través de un tratador electrostático es básicamente el mismo que en un tratador horizontal, con la excepción de que se incluye una malla electrostática en la sección de coalescencia, la cual ayuda a promover la coalescencia de las gotas de agua. Además de que, típicamente operan a menores temperaturas. En la **Figura 2.8** se ilustra un esquema de un tratador electrostático.

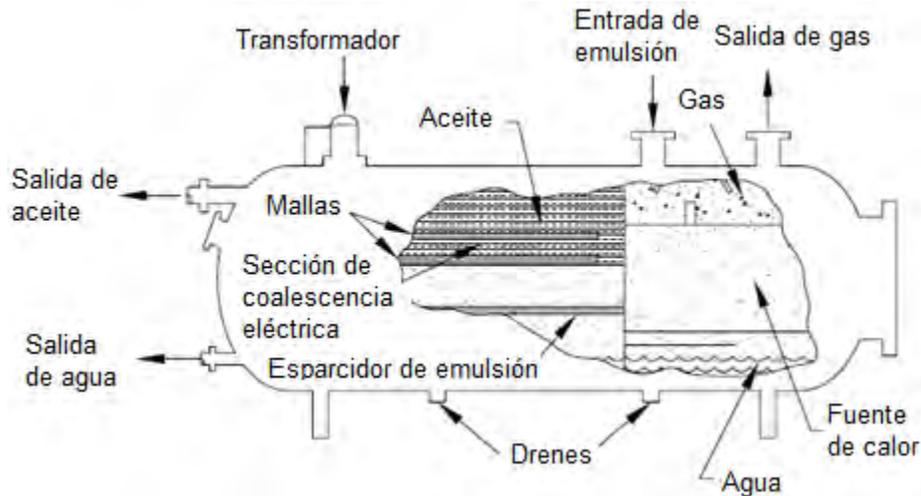


Figura 2.8 Esquema de tratador electrostático (Arnold y Stewart, 2008).

La sección de coalescencia contiene dos o más electrodos: uno conectado a tierra en el contenedor y otro suspendido con aislantes. Un sistema eléctrico suministra un potencial eléctrico al electrodo suspendido. Usualmente se aplica un voltaje de 10,000 a 35,000 VAC y el consumo de energía de la malla varía de 0.05 a 0.10 KVA/pies² (Arnold y Stewart, 2008). La intensidad del campo electrostático es controlada por el voltaje aplicado y el espacio entre los electrodos.

El uso de un campo eléctrico es efectivo siempre y cuando la viscosidad del fluido sea menor que 50 cp a la temperatura de separación, la diferencia de gravedad específica entre el aceite y el agua sea mayor que 0.001, y la conductividad eléctrica del aceite no exceda a 10^{-6} mΩ/cm (Arnold y Stewart, 2008).

El aceite y las pequeñas gotas de agua entran a la sección de coalescencia y viajan a través de las mallas electrostáticas, donde las gotas de agua comienzan a ser ionizadas o electrificadas y son forzadas a chocar.

Los electrodos poseen cargas eléctricas que cambian varias veces por segundo, de esta manera las gotas de agua son situadas en un movimiento rápido de ida y vuelta. Entre mayor sea el movimiento de las gotas, es más probable que las gotas de agua choquen unas con otras, rompan la capa del agente emulsionante, se junten y se sedimenten de la emulsión. La **Figura 2.9** muestra los efectos de las cargas eléctricas en las gotas de agua de la emulsión.

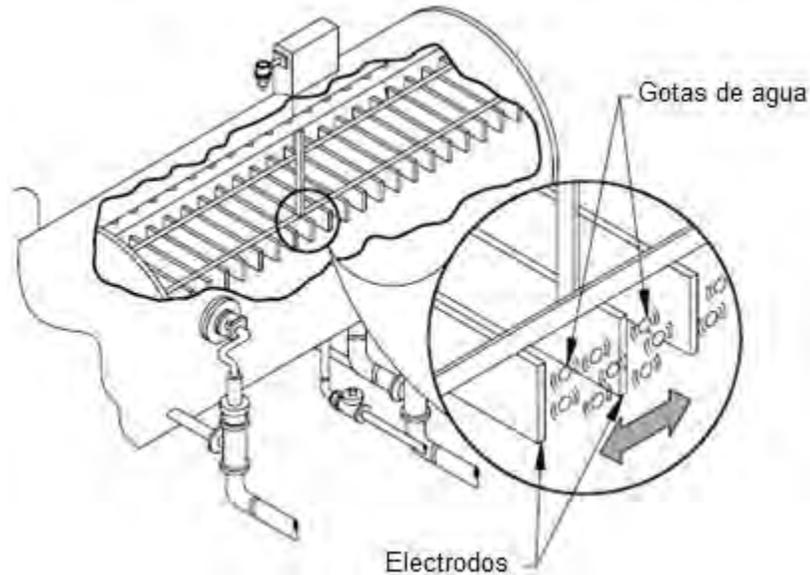


Figura 2.9 Efecto de carga eléctrica en gotas de agua (Arnold y Stewart, 2008).

Es esencial que el diseño del tratador proporcione la distribución de la emulsión a través de la malla eléctrica, ya que se debe mantener el fluido en su fase líquida dentro de la zona de coalescencia eléctrica. Es importante evitar que el nivel del agua alcance la altura de los electrodos debido a que el agua producida contiene sales. Estas sales hacen del agua un excelente conductor de corrientes eléctricas. Por lo tanto, si el agua contacta a los electrodos, es probable un corto circuito en la malla o el transformador.

Las experiencias en campo indican que los tratadores electrostáticos son eficientes, reduciendo el contenido de agua en el crudo de 0.1 a 0.5%, lo cual, los hace particularmente atractivos para las operaciones de deshidratación y desalado de aceite crudo (Arnold y Stewart, 2008).

2.7 Desaladores de crudo

Al proceso de eliminar las sales solubles en agua de la corriente de crudo, es conocido como desalado de crudo. Usualmente, las refinerías especifican en los contratos de venta, el máximo contenido de sal y de agua. La especificación de contenido de sal varía de 10 a 20 lb/Mbl; para satisfacerla, las instalaciones de producción a veces requieren de un desalador de crudo. La mayor cantidad de sal en el crudo está disuelta en pequeñas gotas de agua, por lo tanto, al remover el agua, se eliminará la sal del crudo.

El proceso de desalado involucra dos pasos. El primer paso es mezclar agua limpia o tratada con el agua producida, esto bajará la salinidad del agua producida por la dilución de la sal. El segundo paso es la deshidratación, la cual elimina el agua del

crudo. Esta dilución y deshidratación produce una baja salinidad en el agua residual del crudo. Cabe mencionar que cualquier agua con un bajo contenido de sal puede ser utilizada en el proceso de desalado (Arnold y Stewart, 2008).

Cualquier equipo que remueva el agua del aceite puede ser utilizado como desalador. La mayoría de los desaladores utilizados son tratadores electrostáticos horizontales. La temperatura del crudo que se desalinizará es determinada por la corriente recibida desde los intercambiadores de calor (Arnold y Stewart, 2008).

El propósito de un sistema de desalado es reducir a niveles aceptables la cantidad de sal en el aceite tratado. La **Figura 2.10** muestra el esquema de un sistema de desalado con una estación. En este sistema, el agua de dilución es inyectada en la corriente de aceite y luego es mezclada. El aceite entra al desalador, donde el agua es eliminada. Para reducir los requerimientos del agua de dilución, el crudo puede ser deshidratado antes del proceso de desalado; con esto se eliminará el total de agua producida con anterioridad al desalado.

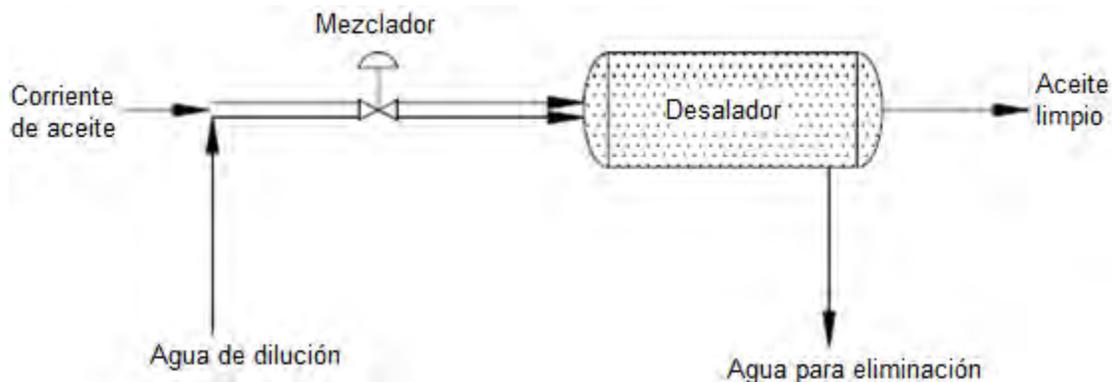


Figura 2.10 Sistema de desalado con una estación (Arnold y Stewart, 2008).

La **Figura 2.11** muestra el esquema de un sistema de desalado con dos estaciones y con capacidad de reciclar el agua de dilución. Este sistema es similar al descrito anteriormente. La única diferencia es que el agua eliminada en la segunda estación es bombeada de regreso a la primera estación. La adición de este reciclaje proporciona cierta dilución del agua salada antes de la primera estación, reduciendo los requerimientos de agua de dilución comparados con un sistema de deshidratación y desalado de una estación (Arnold y Stewart, 2008).

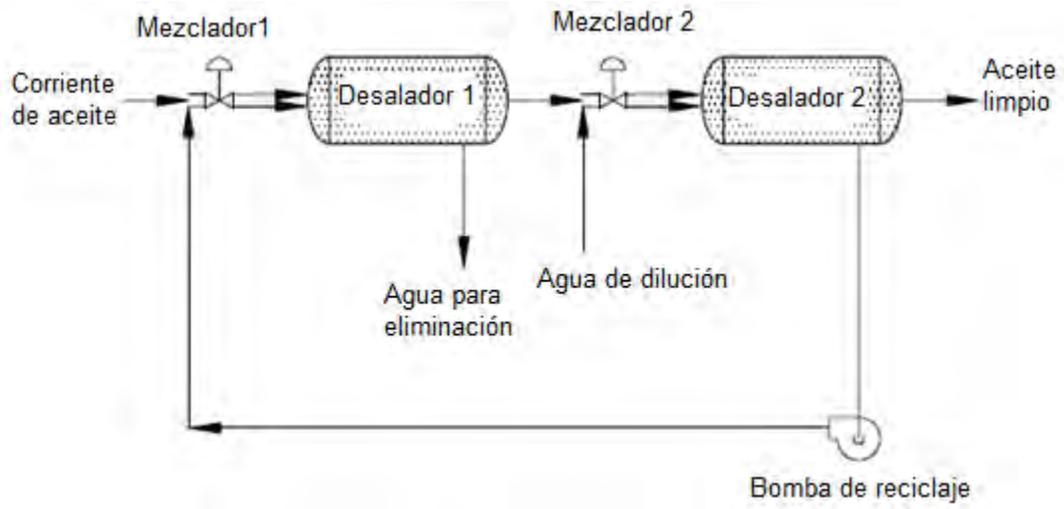


Figura 2.11 Sistema de desalado con dos estaciones (Arnold y Stewart, 2008).

CAPÍTULO 3

Revisión de la literatura “estudios de caso de deshidratación de crudo”

En este capítulo se presenta una revisión de la literatura acerca de casos de estudio sobre la deshidratación de crudo en distintas regiones del mundo. Comenzando con una breve introducción sobre la importancia del correcto diseño de las instalaciones de deshidratación. Se presentan diversos casos donde se optimizan los equipos y sistemas de deshidratación de crudo en campos de Medio Oriente, Estados Unidos, Qatar, Rusia, China, Omán y Nigeria, mostrando los resultados obtenidos, así como las ventajas de estas mejoras en las instalaciones y en la deshidratación final del crudo de cada campo donde se realizaron.

3.1 Introducción.

En la industria petrolera y bajo un panorama internacional, la importancia del proceso de deshidratación y desalado de aceite crudo está muy bien entendido. Por lo tanto, se conocen a la perfección los problemas que se pueden generar en las instalaciones y en la producción de aceite, debido a un mal diseño en las instalaciones de tratamiento de crudo y a un sistema poco eficiente de deshidratación y desalado.

El proceso de deshidratación y desalado sigue siendo un reto en campos de aceite pesado a nivel mundial, ya que implica manejar temperaturas altas de operación, tratadores de gran tamaño y usualmente volúmenes altos de químicos desemulsionantes; incrementando los costos de operación.

Otros retos que incluye la deshidratación de aceite son los grandes cortes de agua, el incremento en la viscosidad de las emulsiones y la alta conductividad del aceite, esta última juega un rol importante en el funcionamiento del campo electrostático dentro de los tratadores, ya que si la conductividad del aceite es muy baja, la carga electrostática tendrá dificultades para lograr dispersar las gotas de agua, y si es muy alta, se reduce el campo electrostático, dando como resultado una deshidratación con poca efectividad.

Usualmente, los deshidratadores de crudo utilizan calor, tiempo de retención y tecnología de deshidratación electrostática para lograr una deshidratación de crudo

eficiente. Entendiendo como una deshidratación eficiente al uso de tratadores pequeños, bajas temperaturas de operación y poco uso de químicos desemulsionantes.

Se puede tomar como ejemplo, la optimización del proceso de deshidratación y desalado en instalaciones de EUA, en la región de las costas del Golfo, donde se presentaba un consumo excesivo de químicos desemulsionantes debido a una deshidratación poco eficiente; por lo tanto, se decidió modificar los sistemas de desalado, logrando reducir: el volumen de químicos utilizados, el consumo de energía, la concentración de aceite en el agua tratada y el costo de mantenimiento. Como éste, hay diversos casos que nos muestran los beneficios de un buen diseño en los sistemas de deshidratación y desalado de crudo.

3.2. Optimización de deshidratadores en campos maduros de Medio Oriente

Los campos maduros usualmente tienen altos cortes de agua y gran contenido de sólidos en la producción; dicha combinación forma emulsiones muy estables que son difíciles de romper utilizando tratadores convencionales de Corriente Alterna (AC) (Sellman y Mandewalkar, 2016).

Se han mejorado un gran número de viejos deshidratadores y desaladores de Corriente Alterna en Medio Oriente, utilizando la nueva y avanzada tecnología de doble frecuencia. Estas actualizaciones se hacen en el mismo sitio y se reutiliza el contenedor a presión existente, con instalación de nuevos dispositivos internos y nuevo suministro de energía. Cada actualización es planeada con base en los tratadores existentes, las nuevas propiedades del fluido y las condiciones del proceso. Se han obtenido mejoras significantes por las optimizaciones, incluyendo (Sellman y Mandewalkar, 2016):

- Grandes gastos a través de tratadores ya existentes.
- Valores bajos de contenido de agua y concentración de sal en el aceite tratado.
- Bajas temperaturas de operación.
- Menor uso de agua de lavado y desemulsionante.

Las siguientes optimizaciones de deshidratadores y desaladores se realizaron en Irak e incluyeron mejoras en el esparcidor interno, sistema de electrodos, sistema de remoción de sólidos, unidades de potencia y de voltaje, además de no utilizar una fuente de calor externa. Los resultados se muestran en la **Tabla 3.1**:

Tabla 3.1 Optimización de deshidratadores y desaladores.

Densidad	34 °API	32.6 °API
Entrada de concentración de sal y contenido de agua en el crudo	5470 lb/Mbl 5.7%	24500 lb/Mbl 27.7%
Salida en deshidratador	39 lb/Mbl 0.04 %	135 lb/Mbl 0.2 %
Salida en desalador	24 lb/Mbl 0.04%	7 lb/Mbl 0.015%

3.3 Actualización de tecnología doble polaridad a doble frecuencia en aceite crudo de diferentes regiones del continente americano

En el Centro de Tecnología de Cameron, ubicado en Houston Texas, se llevaron a cabo pruebas y verificaciones para demostrar que la capacidad de deshidratación de crudo puede mejorarse utilizando la tecnología AC/DC en lugar de la tecnología convencional AC de los tratadores electrostáticos. Las pruebas buscaron demostrar que el gasto que fluye a través del tratador electrostático podría ser mejorado (Sellman et al., 2012):

- 25% usando la tecnología doble polaridad.
- 125% usando la tecnología doble frecuencia.

Se realizaron estas pruebas utilizando un crudo de 20.6 °API en tres tratadores del mismo tamaño (12' x 80'), pero con diferente tecnología electrostática cada uno, las cuales fueron AC convencional, doble polaridad y doble frecuencia. Cada tratador recibía un corte de agua de 15% y la especificación de salida fue de 0.5% de contenido de agua en el crudo. Los resultados fueron alentadores y como se puede observar en la **Figura 3.1**, la tecnología doble frecuencia cumplió con las expectativas:

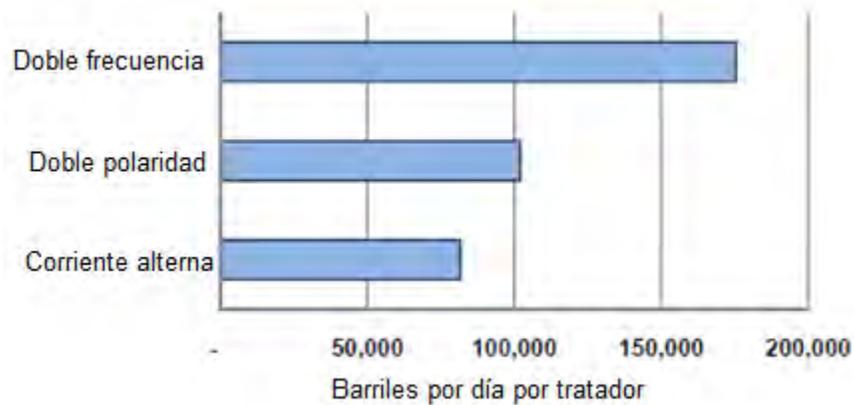


Figura 3.1 Capacidad de deshidratación utilizando diferentes tecnologías electrostáticas (Sellman et al., 2012).

En el mismo centro de investigaciones, se llevó a cabo la optimización de tecnología electrostática, cambiando de doble polaridad (DP) a doble frecuencia (DF), utilizando crudos de diferentes regiones y características. Los resultados se pueden observar en la **Tabla 3.2**:

Tabla 3.2 Actualización de tecnología DP a tecnología DF.

Crudo	Venezuela	Venezuela	Wyoming	Oklahoma	Brasil
Densidad	25 °API	17 °API	24 °API	23 °API	14 °API
Temperatura	150 °F	280 °F	130 °F	135 °F	240 °F
Entrada de contenido de agua en el crudo	9%	28%	11%	11%	5%
Velocidad de fluido	200 bpd/pies ²	94 bpd/pies ²	100 bpd/pies ²	75 bpd/pies ²	80 bpd/pies ²
Salida de contenido de agua (DP)	1.8%	0.3%	1.45%	1.35%	0.5%
Salida de contenido de agua (DF)	0.6%	0.1%	0.85%	0.8%	0.27%

3.4 Optimización en sistema de deshidratación y desalado de crudo en refinería de Estados Unidos, utilizando un tratador Bilectric

Una refinería estadounidense ubicada en las costas del Golfo decidió añadir un deshidratador Bilectric, debido a los malos resultados obtenidos y a los problemas que experimentaban con su sistema de desalado y deshidratado, el cual consistía en tres tratadores paralelos, que daban tratamiento a un crudo pesado de Sudamérica.

Se realizó un análisis comparativo de datos obtenidos en un periodo de 6 meses antes y después de la optimización. Solo uno de los tres deshidratadores fue cambiado por un Bilectric. Durante este periodo, los tres deshidratadores fueron operados bajo las mismas condiciones para obtener datos contundentes en la comparación.

La **Figura 3.2** muestra el arreglo del sistema de desalado y deshidratación, donde podemos ver que el deshidratador Bilectric se encuentra en la sección A, mientras que el deshidratador con el que se realizaron las comparaciones se localiza en la sección B (Movafaghian, 2003).

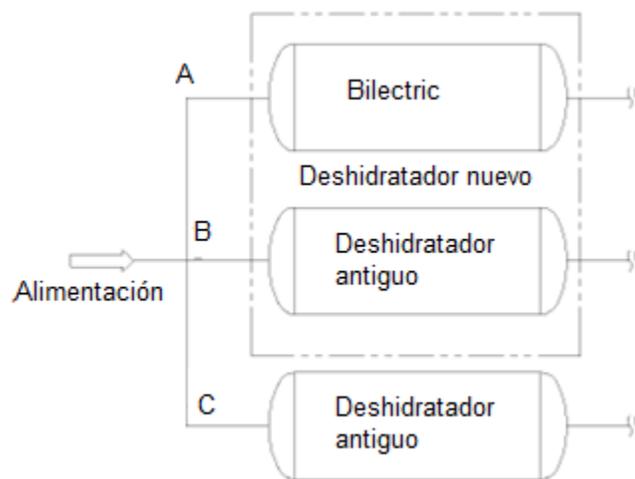


Figura 3.2 Esquema de sección de desalado y deshidratación (Movafaghian et al., 2003).

La **Figura 3.3** muestra una gráfica de la comparación entre las capacidades de flujo a través de los deshidratadores. Se puede observar que se tiene un comportamiento similar al periodo anterior de la modernización, esto es debido a limitaciones operacionales por las que pasó el nuevo deshidratador. Cerca del final del periodo de prueba, el nuevo diseño muestra una diferencia de 10,000 bpd sobre el anterior deshidratador.

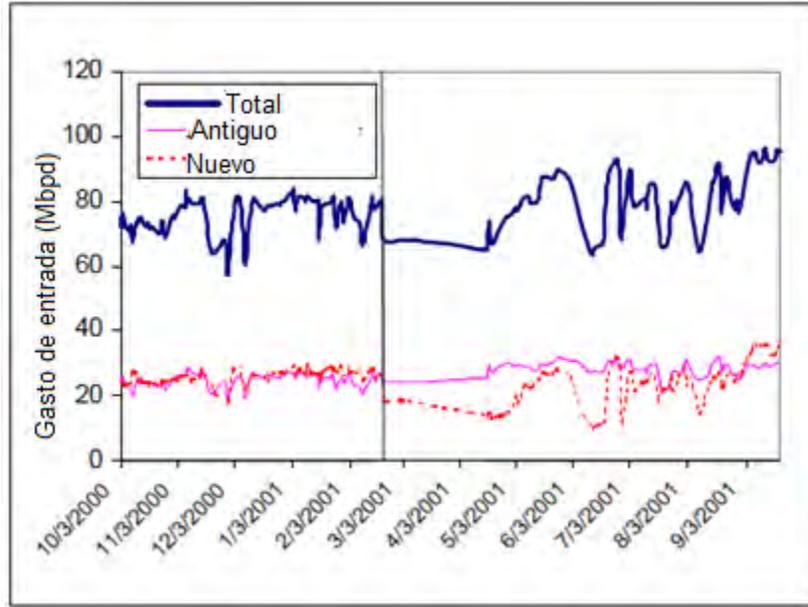


Figura 3.3 Gráfica de capacidad de flujo de deshidratadores (Movafaghian et al., 2003).

Otra de las características observadas, fue el porcentaje de contenido de agua en el crudo tratado a la salida de cada deshidratador. En la **Figura 3.4** observamos nuevamente una gráfica con la comparación de datos obtenidos del porcentaje de agua contenida en el crudo antes y después de la modernización. El promedio de valores de contenido de agua en el crudo, en el periodo anterior a la modernización muestra una reducción significativa con el nuevo deshidratador, mientras que el antiguo deshidratador continúa mostrando los mismos niveles de contenido de agua en el crudo.

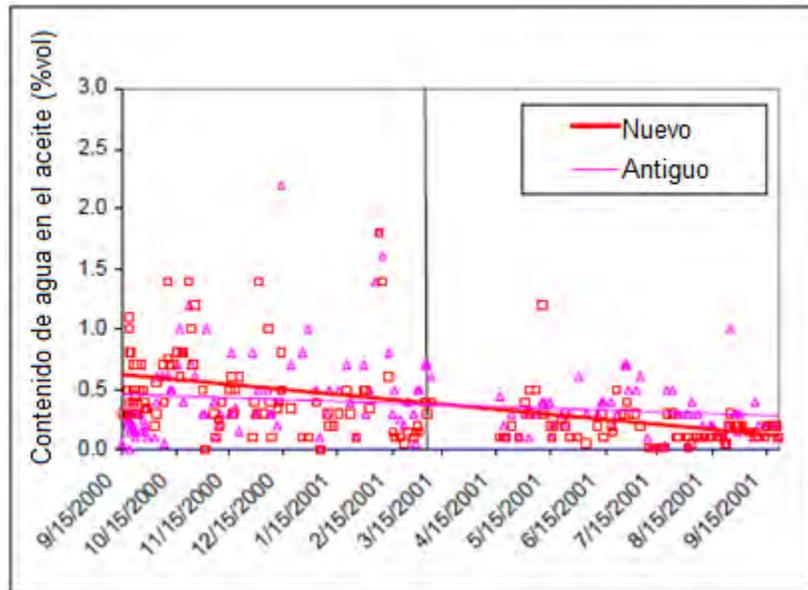


Figura 3.4 Comparación de porcentaje de contenido de agua en el crudo (Movafaghian et al., 2003).

En la siguiente figura se puede ver con más detalle la diferencia entre valores obtenidos de contenido de agua en el crudo. Es notorio que el nuevo deshidratador tiene datos consistentes y concentrados en un valor de 0.6%, mientras que el antiguo tiene datos dispersos y próximos al 1% (Movafaghian).

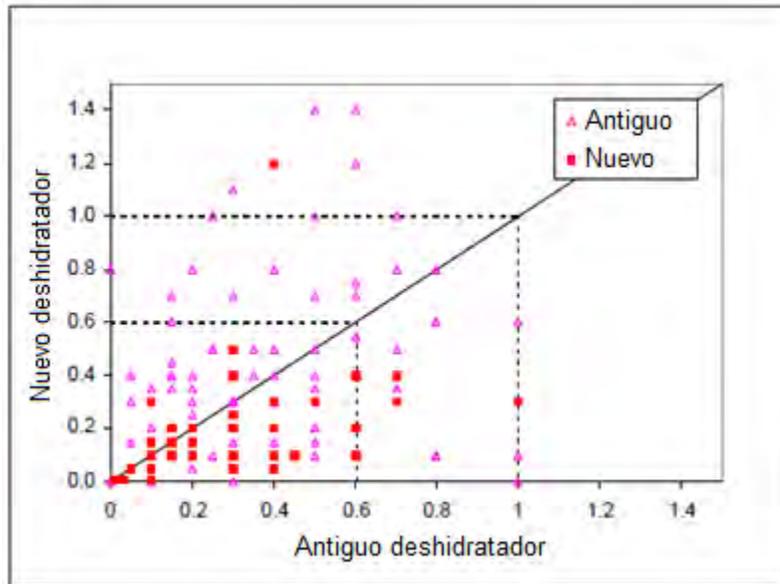


Figura 3.5 Comparación de porcentaje de contenido de agua en el crudo de deshidratadores (Movafaghian et al., 2003).

La formación de emulsiones en la interfase aceite-agua es un fenómeno negativo, con el cual los operadores deben lidiar y estar preparados. Una medida de control comúnmente utilizada es añadir químicos desemulsionantes en la entrada o alimentación de los equipos (Movafaghian et al., 2003). La **Figura 3.6** muestra los resultados de los intentos por controlar la capa de emulsión por parte de la refinería, utilizando un químico desemulsionante en la alimentación de los deshidratadores. La curva superior indica la corriente leída del transformador para los antiguos deshidratadores. La dosis de desemulsionante es de 27 ppm y la refinería redujo esta dosis a 20 ppm. El pico mayor de la corriente graficada de los antiguos deshidratadores, nos indica un incremento de la capa de emulsión, lo cual da como resultado cortos circuitos de las mallas dentro del tratador. Además, se demuestra la dependencia a los químicos por parte de los antiguos deshidratadores para controlar la capa de emulsión y para mantener la operabilidad. Por otra parte, la curva inferior nos muestra que el deshidratador Bilectric mantuvo la corriente original a través de todo el experimento, que consistió en disminuir la dosis del químico desemulsionante y suministrar la dosis original en repetidas ocasiones. Por lo tanto, el deshidratador Bilectric se desempeña de manera satisfactoria con bajas dosis de desemulsionante (Movafaghian et al., 2003).

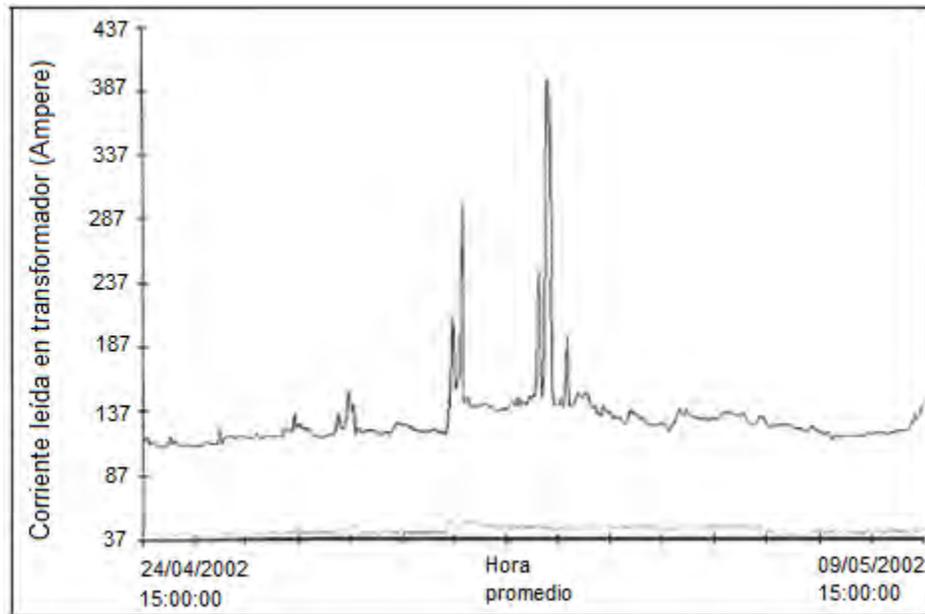


Figura 3.6 Tratamiento químico en deshidratador Bilectric (Movafaghian et al., 2003).

El estudio realizado demostró una gran superioridad por parte del deshidratador Bilectric con respecto a su desempeño y asociándolo a el ahorro en los costos. El análisis económico de este estudio reveló el ahorro de costos en las siguientes áreas (Movafaghian et al., 2003):

- Ahorro de energía. La corriente leída tuvo un promedio de 44 amperes, comparado con los 155 amperes promedio de los demás deshidratadores.
- Estabilidad operacional. El diseño Bilectric fue menos susceptible a las fluctuaciones generadas y proporcionó mayor consistencia en sus resultados.
- Reducción de inyección de químicos. Para mantener un desempeño aceptable, otros deshidratadores necesitan de 2 a 3 veces más desemulsionante que el deshidratador Bilectric.

La refinería reportó un ahorro en sus costos por aproximadamente \$289,000 dólares por año durante el curso de este estudio, al convertir uno de sus tratadores en Bilectric (Movafaghian et al., 2003).

3.5 Optimización de sistema de deshidratación de crudo en plataforma de California, Estados Unidos

Con el objetivo de reducir los costos de operación y las emisiones de gases de efecto invernadero, una compañía estadounidense realizó un programa de reconfiguración en la plataforma Holly ubicada en California (Frankiewicz et al., 2010).

Esta plataforma fue construida en 1966 y diseñada originalmente como plataforma de producción, el tratamiento de los fluidos producidos se efectuaba en instalaciones en tierra. Solo se llevaba a cabo la separación gas-aceite en plataforma y la deshidratación del crudo en tierra. Con el incremento del corte de agua, la capacidad de recibir los fluidos en instalaciones terrestres comenzó a limitar la producción. En la **Figura 3.7** se muestra el diseño de la plataforma antes de la mejora.

El proyecto de reconfiguración consistía en realizar la deshidratación de crudo en las instalaciones costa afuera e inyectar el agua producida de nuevo a la formación. Las condiciones de diseño se muestran en la **Tabla 3.3**:

Tabla 3.3 Condiciones de diseño para reconfiguración de plataforma Holly.	
Densidad	21 °API
Capacidad de diseño para crudo tratado	5,000 bpd por tratador y con espacio para dos tratadores
Contenido de agua en el crudo	1% máximo
Temperatura de proceso	51.67 °C
Gravedad específica del agua	1.06
Capacidad de inyección de agua	15,000 bapd
Volumen de gas	100 Mpcd

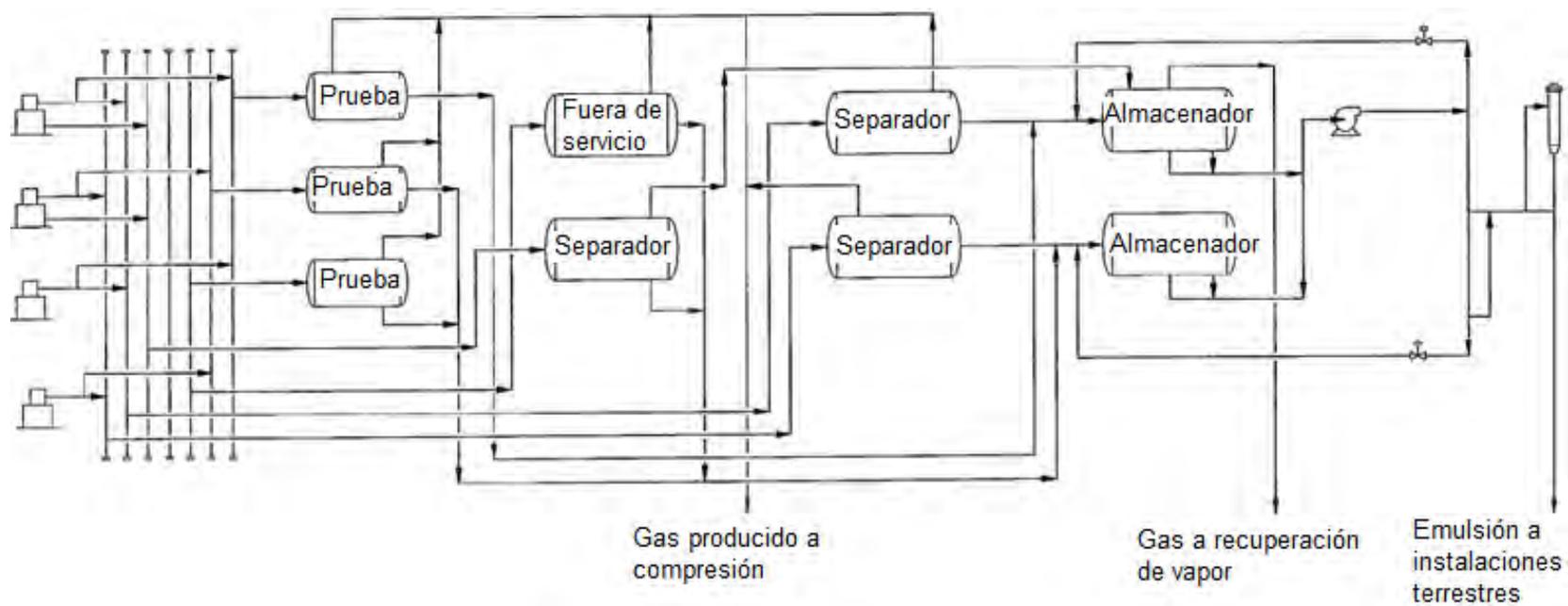


Figura 3.7 Esquema de instalaciones en la plataforma Holly antes de la optimización (Frankiewicz et al., 2010).

Al llevar a cabo la inyección de agua y la deshidratación en las instalaciones costa afuera, los costos de operación y mantenimiento en las instalaciones terrestres disminuiría notablemente, además, el consumo de energía y las emisiones por combustión se reducirían, ya que no se necesitaría calentar el aceite y el agua para facilitar su deshidratación (Frankiewicz et al., 2010).

Para cumplir con la necesidad de deshidratar el crudo en instalaciones costa afuera, se requería instalar equipo de deshidratación. Se eligió un tratador electrostático para cumplir con el propósito, además de que, con este equipo se reduciría el tiempo de retención. Fue necesario quitar los separadores de prueba existentes para crear espacio al tratador electrostático, ya que había un área muy limitada para este.

Siguiendo con esta remodelación de la plataforma Holly, se utilizaron dos separadores trifásicos para la separación primaria, a los cuales se les cambio por completo los componentes internos para cumplir con la capacidad del diseño de 14 MMpcd, 8,000 bpd y 12,000 bapd. Los nuevos componentes internos incluyen (Frankiewicz et al., 2010):

- Deflector de entrada ciclónico para una eficiente separación gas-líquido.
- Dos placas perforadas para el control del recorrido del flujo y reducir la posibilidad de un corto circuito en el tratador.
- Nuevo sistema de coalescencia para mejorar la coalescencia de la emulsión.
- Nuevo extractor de niebla.
- Nueva sección de fondo que permite operar con un incremento en el nivel de líquido en el contenedor.
- Distribuidor de flujo vortex para asegurar que el agua limpia cerca del fondo del contenedor no tenga carga.

El agua proveniente de los separadores es descargada en un contenedor, donde se le remueve el aceite restante antes de ser inyectada. Cabe mencionar que a este contenedor también se le cambiaron los componentes internos.

El aceite separado es enviado al separador de gas y de ahí al tratador electrostático, porque es necesario eliminar todo el gas del crudo antes de introducirlo al tratador. El separador de gas está diseñado para aceptar más de 100,000 pcd junto 7,500 bpd de emulsión con un contenido de agua en el crudo superior a 33%, valor que se reduce a menos de 3% después de la deshidratación en el tratador electrostático (Frankiewicz et al., 2010). Además, un contenedor que servía para almacenar ácido fue convertido en separador de prueba bifásico. El nuevo diseño de la plataforma Holly como se muestra en la **Figura 3.8**:

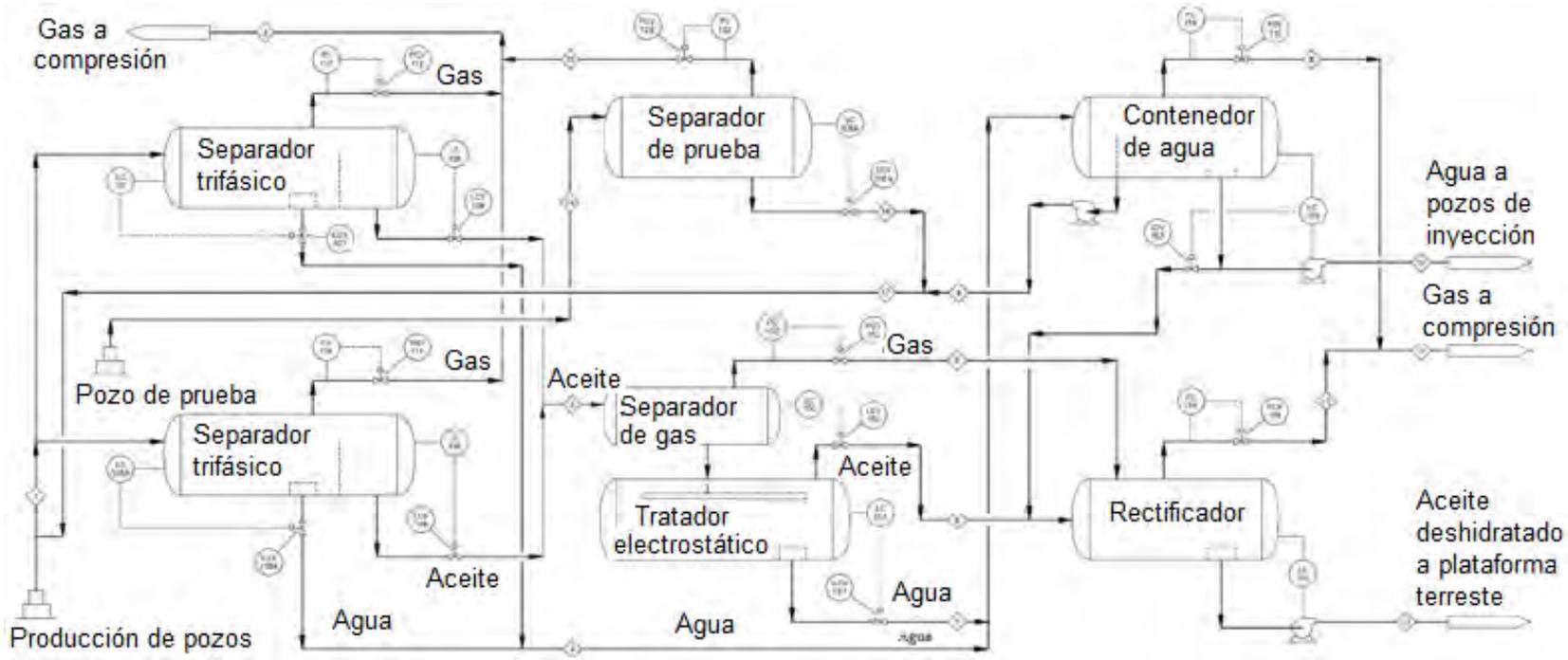


Figura 3.8 Nuevo diseño de instalaciones en la plataforma Holly (Frankiewicz et al., 2010).

3.6 Instalación de tecnología VIEC en el campo Dukhan, Qatar

La producción en las instalaciones del campo Dukhan son una mezcla de aceite, gas y agua, en la cual se dificulta la separación de aceite y agua, especialmente cuando la temperatura es baja, debido al incremento de la viscosidad y la formación de emulsiones de agua en aceite.

Qatar Petroleum decidió llevar a cabo la implementación de la tecnología Vessel Internal Electrostatic Coalescer (VIEC) en Dukhan, con la cual se esperaba el incremento en el tiempo de retención, la reducción en la formación de emulsiones y la reducción en la inyección de desemulsionante.

Teniendo como base que, al aplicar una técnica de electro-coalescencia en la primera etapa de separación incrementa la eficiencia en dicho proceso, se instaló un VIEC, que consiste en un separador de 3 fases, el cual genera un campo electrostático que rompe con las emulsiones (AlQahtani, 2012).

La implementación se realizó bajo condiciones invernales (diciembre a febrero) y se esperaba alcanzar un rango menor a 0.2% de contenido de agua en el crudo al salir del separador. Las condiciones de operación en invierno son las siguientes:

- Temperatura de operación de 4 °C.
- Presión de operación de 170 lb/pg².
- Gasto de entrada de 64 bpd.
- Contenido de agua en el crudo mayor a 5%.
- Consumo promedio de desemulsionante alrededor de 30 ppm.

Después de la instalación del VIEC, se recolectaron 4 muestras cada 6 horas diariamente con motivos de análisis en el laboratorio, mostrando los resultados de salida de contenido de agua y sal en el crudo en la **Tabla 3.4 y Tabla 3.5** respectivamente:

Tabla 3.4 Salida de contenido de agua en crudo utilizando VIEC.

	Contenido de agua en el crudo	Dosis de desemulsionante
Antes de modificación	0.2 - 1.2 %	30 ppm
Después de modificación	0.05 – 0.2 %	30 ppm
Después de optimización	0.1 – 0.3 %	12 ppm

La **Figura 3.9** muestra el contenido de agua en el crudo en la corriente de salida a diferentes gastos de inyección de desemulsionante. Se puede observar que la tecnología VIEC entrega buenos resultados con una reducción del 60% del desemulsionante a temperatura de invierno (AlQahtani, 2012).

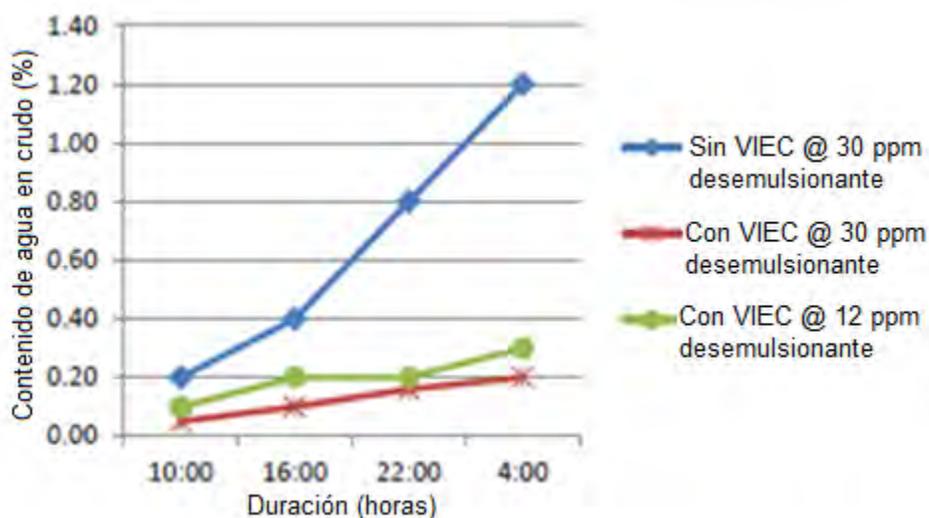


Figura 3.9 Contenido de agua en el crudo a diferentes gastos de inyección de desemulsionante (AlQahtani, 2012).

Tabla 3.5 Salida de contenido de sal en crudo utilizando VIEC.

	Contenido de sal en crudo	Dosis de desemulsionante
Antes de modificación	40 – 200 lb/Mbl	30 ppm
Después de modificación	20 – 46 lb/Mbl	30 ppm
Después de optimización	20 – 64 lb/Mbl	12 ppm

La **Figura 3.10** muestra que la tecnología VIEC puede alcanzar resultados aceptables en el contenido de sal en aceite cuando se reduce a 60% la inyección de desemulsionante. Además, en el verano se puede reducir aún más la inyección del químico, ya que incrementa la temperatura.

Después de la instalación de VIEC se observó que el contenido de agua en el crudo disminuyó en un rango de 0.05 a 0.2%, el contenido de sal en un rango de 20 a 46 lb/Mbl, además el rango de aceite en agua disminuyó más del 50% (AlQahtani, 2012).

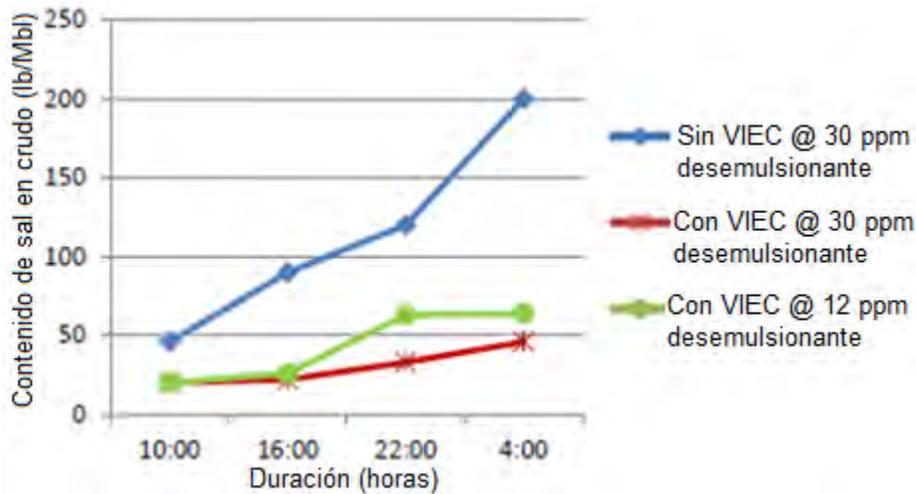


Figura 3.10 Rango de contenido de sal en aceite en diferentes escenarios (AlQahtani, 2012).

3.7 Nueva metodología en la deshidratación eléctrica de crudo en Rusia

Con el incremento de campos maduros, caracterizados por tener una producción con altos cortes de agua y formación de emulsiones muy resistentes, se han incrementado los problemas para el tratamiento de crudo, además de que las especificaciones de venta también se han endurecido.

En Rusia se producen deshidratadores electrostáticos verticales y horizontales, y se instalan en arreglos de 2 a 3 estaciones de separación. Se sabe que la deshidratación electrostática de crudo es de los procesos más eficientes para romper con las emulsiones; sin embargo, existen algunos defectos y contradicciones en los deshidratadores que inhiben el proceso de desemulsificación como son los siguientes (Shvetsov y Yunusov, 2010):

- Interrupciones y averías entre los electrodos, causadas por cadenas conductoras de gotas de agua, las cuales disminuyen el voltaje entre los electrodos, atenuando o cesando por completo el proceso de coalescencia de las gotas de agua, en el mejor de los casos o un corto circuito en el peor de los casos.
- La intensidad del campo eléctrico no cambia y permanece constante, aunque se sabe que debería cambiar con respecto al tamaño de las gotas de agua que es variable.
- No se producen suministros de alto voltaje específicos para los deshidratadores eléctricos.

Estos son algunos de los motivos por los que se implementó un nuevo sistema de electrodos, que consiste en una placa vertical resistiva de electrodos, hecha de un material no metálico con propiedades físicas, químicas y eléctricas específicas. Además, estos deshidratadores fueron hechos completamente a prueba de explosiones causadas por altos voltajes, soportando un suministro con un rango de 25 a 250 kVA de corriente alterna y directa (Shvetsov y Yunusov, 2010).

Se probó experimentalmente la dependencia del consumo de energía de los deshidratadores, con respecto a la fuerza del campo eléctrico entre los electrodos con una concentración de agua en el crudo de 5-50%. Como se puede observar en la gráfica de lado izquierdo de la **Figura 3.11**, el tratamiento es estable en cada rango específico de corte de agua, caracterizándose por un bajo consumo de energía. Además, la prevención de interrupciones en los electrodos se proporciona por las magnitudes de fuerza del campo eléctrico que van por encima de los 4 kV/cm, incluso excediendo la fuerza requerida para una desemulsificación eficiente.

Por otra parte, se realizó un experimento similar con un deshidratador convencional y podemos observar en la gráfica del lado derecho de la **Figura 3.11** que para una concentración de 2% de agua en aceite ocurre un corto circuito a 1.2 kV/cm y en el caso de 5% de corte de agua, solo es posible alcanzar una fuerza en el campo a no más de 0.8 kV/cm, lo cual está muy por debajo de lo requerido para romper la emulsión (Shvetsov y Yunusov, 2010).

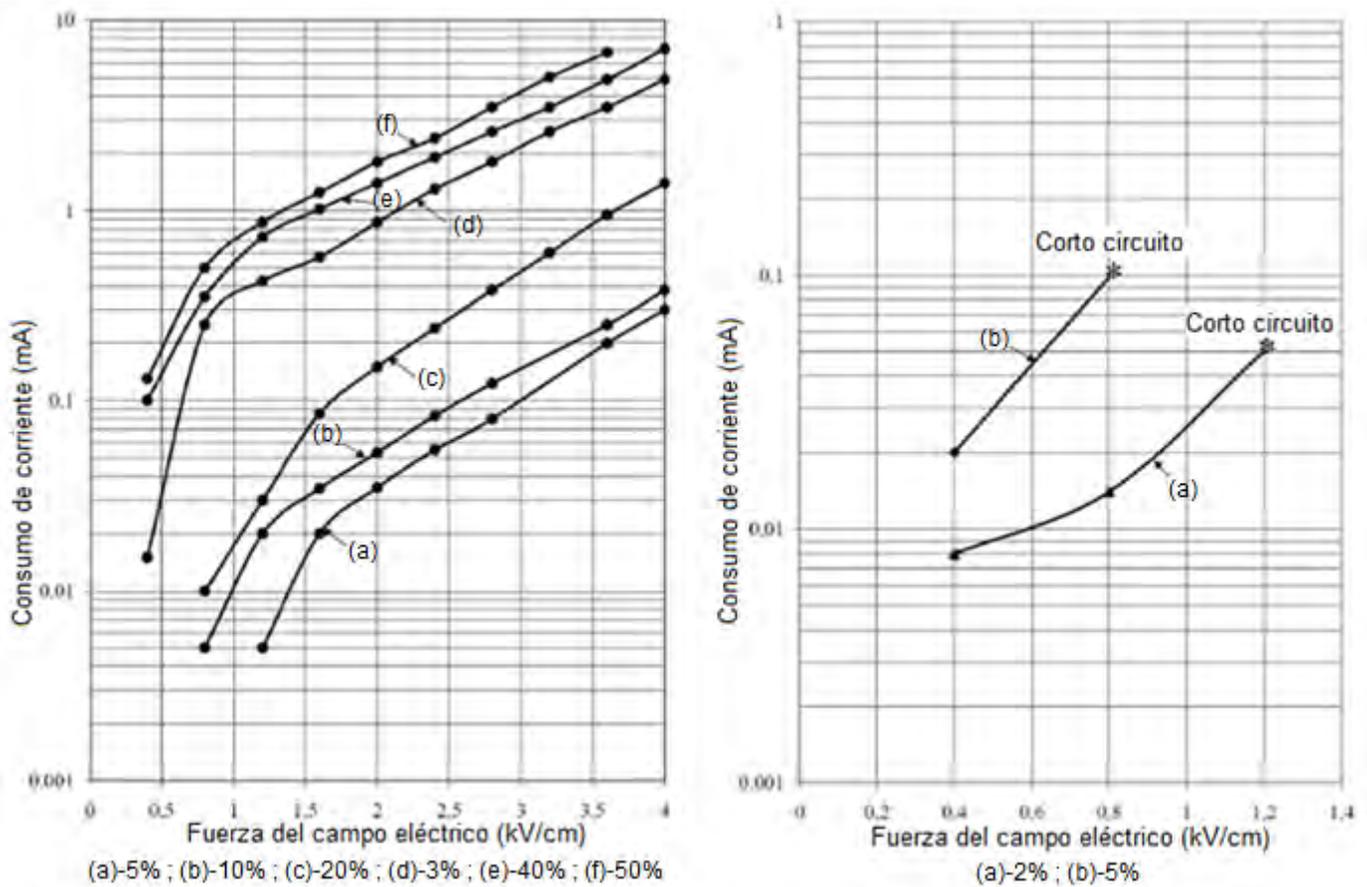


Figura 3.11 Gráficas de consumo de energía eléctrica de los deshidratadores (Shvetsov y Yunusov, 2010).

La deshidratación fue llevada a cabo a una temperatura de 35 °C y sin inyección de desemulsionante. Los resultados obtenidos fueron aceptables y se concluye que el uso de este nuevo método permite (Shvetsov y Yunusov, 2010):

- Eliminar la probabilidad de cortos circuitos en los electrodos.
- Incrementar el tiempo en el tratamiento eléctrico de emulsiones.
- Bajo costo de operación debido al bajo consumo de energía.
- Estabilidad en la operación de los deshidratadores e incremento en la eficiencia de deshidratación y desalado de crudo.

3.8 Mejoramiento en la tecnología de deshidratación para producción de crudo con polímero en el campo Daqing, China

Con la finalidad de reducir los costos de inversión y el consumo energético, se realizó la simplificación y optimización de las instalaciones superficiales del campo Daqing en China.

Debido a la inyección de un polímero como método de recuperación terciaria, la producción en el campo Daqing es una mezcla de aceite, agua, alta concentración de polímero y algunas partículas de minerales, dando como resultado emulsiones de gran estabilidad y muy difíciles de separar (Wang et al., 2016).

Se eliminaron un horno de calentamiento para suministro de agua, un ducto y una bomba, que eran utilizados en las instalaciones superficiales de producción para incrementar la temperatura en el proceso. Con el incremento del corte de agua y la producción de polímero en los pozos, las propiedades reológicas cambiaron y era necesario prescindir de estos elementos. Además, se optimizó la técnica de deshidratación electrostática, utilizando un campo eléctrico de Corriente Directa en los deshidratadores. La **Figura 3.12** muestra el esquema de la optimización del proceso de separación y deshidratación.

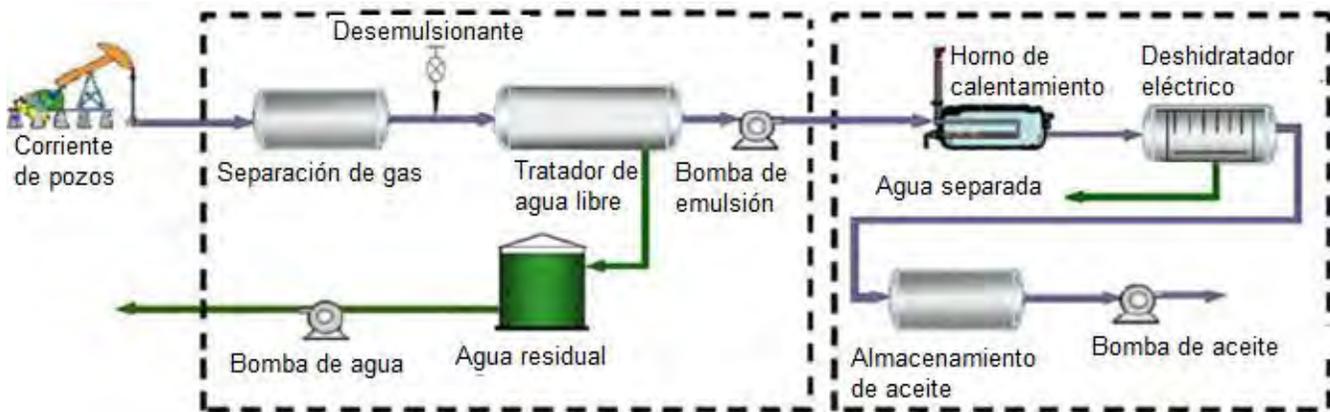


Figura 3.12 Esquema de la optimización del proceso de deshidratación (Wang et al., 2016).

Esta estación de deshidratación cuenta con tres deshidratadores eléctricos operando de manera paralela a una temperatura de 50 a 60 °C, uno de estos con tecnología AC/DC y los otros dos con la optimización de corriente directa. El consumo de desemulsionante se redujo de 30 mg/L a un rango de 15-20 mg/L con la optimización de esta tecnología y el contenido de agua en el crudo fue continuamente menor a 0.15% en la producción con inyección de polímero. Esto mostró una notable ventaja con respecto a la eficiencia de deshidratación, conservación de energía y especialmente en el mejoramiento y estabilidad de la operación sobre la tecnología anteriormente usada. Llegando a la conclusión de que la optimización en esta tecnología de deshidratación valió la pena y tiene el potencial

para el tratamiento de emulsiones con propiedades complicadas y difíciles de separar (Wang et al., 2016).

3.9 Impacto de la inyección de polímero en la deshidratación de crudo en campo ubicado en Omán

Un campo en la Sultana de Omán ha sido operado bajo la inyección de polímero desde el 2010. El polímero inyectado eventualmente se fue produciendo y la concentración de éste en los fluidos producidos se fue incrementando con el tiempo. El diseño de las instalaciones no contemplaba la producción de polímero y esto representó un gran potencial de efectos perjudiciales debido a la concentración de polímero en la producción.

Estos problemas fueron identificados como un riesgo en el sistema de deshidratación de crudo, con gran impacto en el porcentaje de contenido de agua en el crudo debido a la producción de polímero (Al Kalbani et al., 2014):

- Incremento en la capa de emulsión dentro del tratador de agua libre.
- Desemulsionante inefectivo en el rompimiento de emulsiones formadas con polímero.
- Falla en calentadores debido a la presencia de polímero.

Para mitigar estos mecanismos y conocer el impacto de la producción de polímero en la deshidratación, se realizaron diversas pruebas.

El polímero producido fue muestreado desde los pozos de producción para determinar su viscosidad y su concentración. Mostrando que, para la misma concentración, el polímero producido tiene una menor viscosidad que el polímero inyectado.

Se realizaron pruebas de botella para determinar la efectividad del desemulsionante a diferentes concentraciones del polímero en la corriente. El desemulsionante fue probado a diferentes dosis, tiempos de mezclado y calentado a 60 °C. Se determinó su efectividad midiendo el contenido de agua en la corriente de crudo a 60 °C y a diferentes concentraciones de polímero en el fluido. Los resultados de las pruebas se muestran en las **Figuras 3.13 y 3.14**:

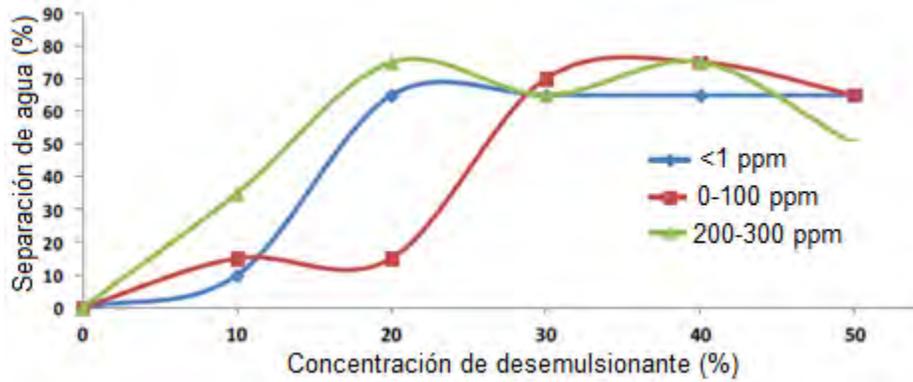


Figura 3.13 Resultados de pruebas de botella con concentraciones de polímero menores a 400 ppm (Al Kalbani et al., 2014).

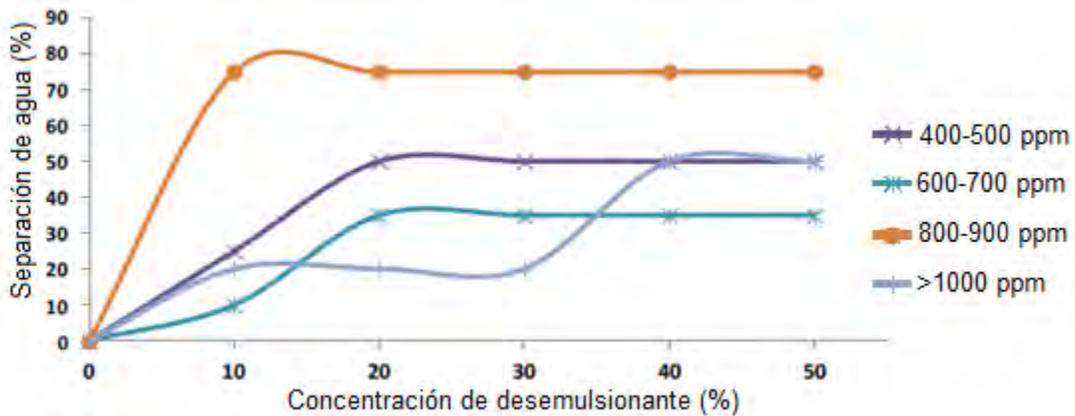


Figura 3.14 Resultados de pruebas de botella con concentraciones de polímero mayores a 400 ppm (Al Kalbani et al., 2014).

Los resultados mostrados en todos los casos indican que el desemulsionante tiene la capacidad de separar la emulsión formada con los fluidos producidos y con el polímero igualmente producido. Además, se requiere un incremento en la concentración de desemulsionante inyectado de 10% a un rango de 30-50% (Al Kalbani et al., 2014). El desemulsionante tuvo éxito con una concentración de polímero mayor a 400 ppm y presentó un incremento en el contenido de agua en el crudo de 0.5% a 1.5%.

Con base en el comportamiento del desemulsionante, el rompimiento de la emulsión es factible técnicamente, pero esto representa un incremento en el costo de operación por la dosis de químico y un incremento en el contenido de agua en el crudo (Al Kalbani et al., 2014).

3.10 Influencia de parámetros clave en la deshidratación y desalado de crudo en el Golfo Pérsico

Una compañía de petróleo iraní realizó un estudio con la finalidad de identificar los principales parámetros que afectan la calidad final del crudo. Esto incluyó el tipo y monto de inyección de desemulsionante, temperatura y pH del agua, con el objeto de determinar la eficiencia en el proceso de deshidratación y desalado. Los experimentos fueron realizados en laboratorio y a escala industrial en una estación doble de desalado (Vafajoo et al., 2012).

Las **Tablas 3.6 y 3.7** muestran las características del crudo y los rangos de operación de los parámetros:

Densidad	19 °API
RGA	100 pies ³ /bl
Presión de vapor	10 lb/pg ²
Contenido de sal	6161 lb/Mbl
Contenido de asfalteno	10 %Peso
Contenido de resina	2.6 %Peso

Temperatura	98-133 °F
Tiempo de retención	10-30 min
Agua de lavado	2.5-5 %
pH	2.5-13.2

Se hizo la prueba de laboratorio con 6 diferentes desemulsionantes, donde se comparó la salida de agua en el crudo y se determinó que los desemulsionantes C y F tienen mayor eficiencia de separación por lo que fueron seleccionados para las pruebas de campo. Las **Tablas 3.8 y 3.9** muestran los resultados de la inyección de los desemulsionantes F y C respectivamente, a diferentes gastos:

Tabla 3.8 Resultados de desemulsionante F a diferentes concentraciones.

Gasto de inyección de desemulsionante	100 ppm	90 ppm	80 ppm	70 ppm
Gasto de aceite	410 m ³ /h			
Temperatura Inicial	72.5 °C	70 °C	70 °C	71 °C
Temperatura final	113 °C	113 °C	113 °C	113 °C
Agua de lavado	20 m ³ /h	20 m ³ /h	21 m ³ /h	22 m ³ /h
Entrada de contenido de agua en el crudo	1.88%	1.53%	1.58%	1.7%
Salida de contenido de agua en el crudo	0.2%	0.2%	0.2%	0.2%
Eficiencia de eliminación de agua en el crudo	89%	86.9%	87.3%	88.2%
Entrada de contenido de sal en el crudo	1273 lb/Mbl	1268.4 lb/Mbl	1265 lb/Mbl	1258.8 lb/Mbl
Salida de contenido de sal en el crudo	9 lb/Mbl	6 lb/Mbl	5 lb/Mbl	4.4 lb/Mbl
Eficiencia de eliminación de sal en el crudo	99%	99.5%	99.6%	99.7%

Tabla 3.9 Resultados de desemulsionante C a diferentes concentraciones.

Gasto de inyección de desemulsionante	120 ppm	110 ppm	100 ppm	90 ppm
Gasto de aceite	410 m ³ /h			
Temperatura inicial	77 °C	78 °C	78 °C	77 °C
Temperatura final	113 °C	113 °C	113 °C	117 °C
Agua de lavado	15 m ³ /h	15 m ³ /h	15 m ³ /h	18 m ³ /h
Entrada de contenido de agua en el crudo	1.87%	1.85%	1.71%	1.63%
Salida de contenido de agua en el crudo	0.5%	0.4%	0.4%	0.32%
Eficiencia de eliminación de agua en el crudo	73%	78%	76.6%	80%
Entrada de contenido de sal en el crudo	1274.5 lb/Mbl	1272 lb/Mbl	1270 lb/Mbl	1260 lb/Mbl
Salida de contenido de sal en el crudo	27%	26%	25%	14%
Eficiencia de eliminación de sal en el crudo	97.8%	97.9%	98%	98.8%

Para el estudio del efecto del pH asociado al agua en la estabilidad de la emulsión, se utilizaron HCl y NaOH para lograr el valor de pH deseado. La **Tabla 3.10** muestra el efecto del incremento del pH del agua en el porcentaje de agua separada en la emulsión. Incrementar el valor de pH del agua en la emulsión, hace que la emulsión sea inestable (Vafajoo et al., 2012).

Tabla 3.10 Porcentaje de agua separada por el incremento de pH del agua.

pH de agua asociada	2.5	4.2	6.2	8.2	10.5	13.2
Agua separada	3%	18%	34%	55%	60%	58%

Por último, se recolectaron datos de campo por un periodo de 6 meses en la plataforma petrolera para evaluar el efecto de la temperatura en el desempeño del desalador. Encontrando que tras el incremento de la temperatura la eficiencia de operación de deshidratación y desalado pueden mejorar, como se puede observar en la **Tabla 3.11**. Sin embargo, con el calentamiento, dos tipos de problemas pueden ocurrir. El primero es que los componentes ligeros, que son los que determinan el precio del crudo, pueden vaporizarse con el calor. La otra desventaja es que la eficiencia de separación puede afectarse debido a la formación de burbujas de aire (Vafajoo et al., 2012).

Tabla 3.11 Prueba en plataforma a diferentes temperaturas.

Temperatura	98 °C	106 °C	110 °C	115°C	120 °C	133 °C
Eficiencia de eliminación de sal en crudo	97.3%	97.7%	98%	98.2%	98.5%	97.9%
Eficiencia de eliminación de agua en crudo	71.7%	78.9%	81.3%	82.3%	86%	79.8%

3.11 Comparación y selección de químico desemulsionante para la región Delta Niger, Nigeria

Conociendo la importancia de los métodos químicos de deshidratación en la industria petrolera y con la existencia de bastantes químicos que ayudan con el rompimiento de emulsiones, se deben tomar en cuenta diversos factores al momento de seleccionar el que más convenga en el tratamiento del crudo, como lo son el tiempo de residencia, la dosis del químico a utilizar, el efecto de calentamiento, etc.

En Nigeria se llevó a cabo un estudio con la finalidad de identificar el químico desemulsionante más efectivo como tratamiento de deshidratación en una determinada región. Este estudio se basó en diferentes muestras de emulsiones del campo OPL en la región Delta Niger. Se seleccionaron cuatro pozos de cuatro diferentes plataformas del campo con un promedio en la densidad del crudo de 22 °API.

Se utilizaron pruebas de botella con el objetivo de comparar con diferentes desemulsionantes la velocidad de asentamiento del agua de la emulsión con la menor cantidad de químico para romper la emulsión. Durante las pruebas de botella se compararon cuatro diferentes marcas de químico desemulsionante en diferentes muestras de crudo con una variación de la temperatura, diferentes intervalos de tiempo y considerando el porcentaje de deshidratación del crudo.

Los resultados de las pruebas utilizando los cuatro desemulsionantes (A, B, C y D) a temperatura de 40 °C y de 60 °C; y en diferentes intervalos de tiempo de 10 a 60 minutos se muestran en las **Tablas 3.12 y 3.13**.

Tabla 3.12 Resultados de pruebas de botella a 40 °C y 50 ppm de desemulsionante.

Campo	Tiempo (min)	Porcentaje de agua separada			
		A (%)	B (%)	C (%)	D (%)
Akam	10 min	0.40	0.20	-	0.09
	60 min	15.0	13.8	1.80	0.12
Adanga	10	0.50	0.40	0.01	0.06
	60	15.48	13.62	1.90	0.10
Ebughu	10	0.30	0.20	-	0.06
	60	14.00	10.76	1.52	0.10
Mimbo	10	0.02	0.05	-	0.10
	60	2.68	3.10	0.01	1.78

Tabla 3.13 Resultados de pruebas de botella a 60 °C y 50 ppm de desmulsionante.

Campo	Tiempo (min)	Porcentaje de agua separada			
		A (%)	B (%)	C (%)	D (%)
Akam	10	0.80	0.60	0.01	0.10
	60	16.20	14.98	2.00	0.40
Adanga	10	0.90	0.80	0.01	0.10
	60	18.00	16.77	3.89	0.90
Ebughu	10	1.02	1.00	0.01	0.10
	60	21.00	18.72	4.00	1.78
Mimbo	10	0.18	0.20	-	-
	60	7.58	9.50	0.12	1.30

Como se puede observar en los resultados de la comparación, el desmulsionante con mejor desempeño fue el "A" a una temperatura de 60 °C y con un gasto de 50 ppm.

CAPÍTULO 4

Optimización en sistema de deshidratación de crudo en instalaciones costa afuera mexicanas

En el último capítulo de esta tesis se presenta la planta de deshidratación, ubicada en instalaciones costa afuera mexicanas, antes y después de su optimización. Comenzando con el primer diseño, el cual no dio los resultados esperados y tuvo que ser mejorado. Además, se presentan todos los equipos que fueron instalados en esta optimización, así como su principio de operación en el proceso de deshidratación y sus instrumentos de control. Finalmente, se presentan los sistemas de seguridad instalados en la planta de deshidratación.

4.1 Esquema general y resultados del sistema de deshidratación de crudo antes de la optimización

Uno de los objetivos principales en la producción de crudo es explotar de manera racional los yacimientos cumpliendo con las mejores prácticas que marca la industria petrolera, con esto, se deben seguir las especificaciones de venta con respecto al contenido de agua en el crudo. La razón de mayor peso en el control y monitoreo del contenido de agua en el crudo es totalmente económica, ya que la presencia de agua en el aceite implica un menor precio de venta, sin mencionar el riesgo potencial de corrosión y formación de incrustaciones en los equipos del proceso y en la red de distribución.

En instalaciones costa afuera mexicanas, un sistema de deshidratación de crudo tiene como meta enviar el crudo producido a los centros de consumo en condiciones de ser procesado de manera adecuada y eficiente, con respecto al contenido de agua y sal en el crudo. Los valores requeridos para las condiciones de salida del crudo son 75 lb/Mbl de sal y un contenido de agua en el crudo menor o igual a 0.5% (NOM-016-CRE-2016, Especificaciones de calidad de los petrolíferos).

En la **Tabla 4.1** se muestran las condiciones originales de operación del crudo a tratar y deshidratar:

Tabla 4.1 Condiciones de operación originales del crudo.	
Densidad	21 °API
Contenido de agua en el crudo	10-30 %
Gasto de líquido	60,000 bpd
Gasto de aceite	54,000 bpd
Gasto de agua	6,000 bpd
Temperatura de operación	130-140 °C

Para lograr el proceso de deshidratación del crudo, el sistema estaba compuesto por los equipos principales descritos a continuación:

- **Separador trifásico:** Era el primer paso dentro del proceso de deshidratación y desalado, en este equipo se recibía la producción desde el cabezal de mezcla y se realizaba la separación en tres corrientes de salida: corriente de gas a compresores Booster, corriente de crudo a acondicionamiento térmico, y corriente de agua de formación a pozo letrina.
- **Intercambiador de calor:** Su función consistía en aprovechar el calor de la corriente de crudo tratado que sale del desalador hacia el cabezal existente de crudo separado, esta operación permitía incrementar la temperatura del crudo para acercarse a la de operación del deshidratador.
- **Calentador:** En este equipo se realizaba el mayor intercambio de calor para elevar la temperatura del crudo hasta la temperatura fijada de operación (130-140 °C).
- **Horno de calentamiento:** En este equipo se llevaba a cabo el calentamiento del aceite térmico, que llegaba mediante bombeo y recirculación hasta el calentador para lograr el intercambio de calor con la corriente de crudo precalentada en el economizador.
- **Deshidratador:** El equipo deshidratador del tipo electrostático eliminaba el agua remanente de la corriente de crudo proveniente del separador trifásico.

- **Desalador:** Este equipo contaba con las mismas dimensiones y principio de operación que el deshidratador, la diferencia consistía en una válvula de mezclado que permite hacer el lavado del crudo mediante la adición externa de agua de mar.

Cabe mencionar que este sistema de deshidratación y desalado contaba con Sistema de Paro por Emergencia y con un Sistema Digital de Monitoreo y Control para Fuego y Gas, además de contar con instalaciones para servicios auxiliares del proceso, tales como, electricidad, agua, gas, aire de servicio, etc.

Surgió la necesidad de realizar una optimización al sistema de deshidratación de crudo debido a variables no consideradas en el diseño del proceso descrito anteriormente, obteniéndose de los siguientes resultados:

- El separador trifásico no logró la meta de contenido de agua en el crudo, que era máximo de 2.3%, dando un 10%.
- Las bombas de crudo excedieron su capacidad de diseño que era de 42,000 bpd, por lo tanto, no lograron manejar el flujo máximo de crudo de 54,000 bpd.
- Las bombas de agua de lavado no descargaban con la presión suficiente para agregar agua de mar a la corriente de crudo.
- La temperatura media a la que se calentó el crudo fue de 124 °C y no a 138 °C, debido a que las bombas de aceite crudo no desarrollaban la presión suficiente, ni flujo para mantener en estado líquido el crudo a 138 °C en el desalador.
- El manual del deshidratador y desalador indican que no estaban diseñados para manejar los 54,000 bpd.
- El consumo de desemulsionante fue de 102 ppm cuando debió ser 75 ppm como máximo.

En la **Figura 4.1** se puede observar el esquema general del sistema de deshidratación y desalado anteriormente descrito y antes de su optimización.

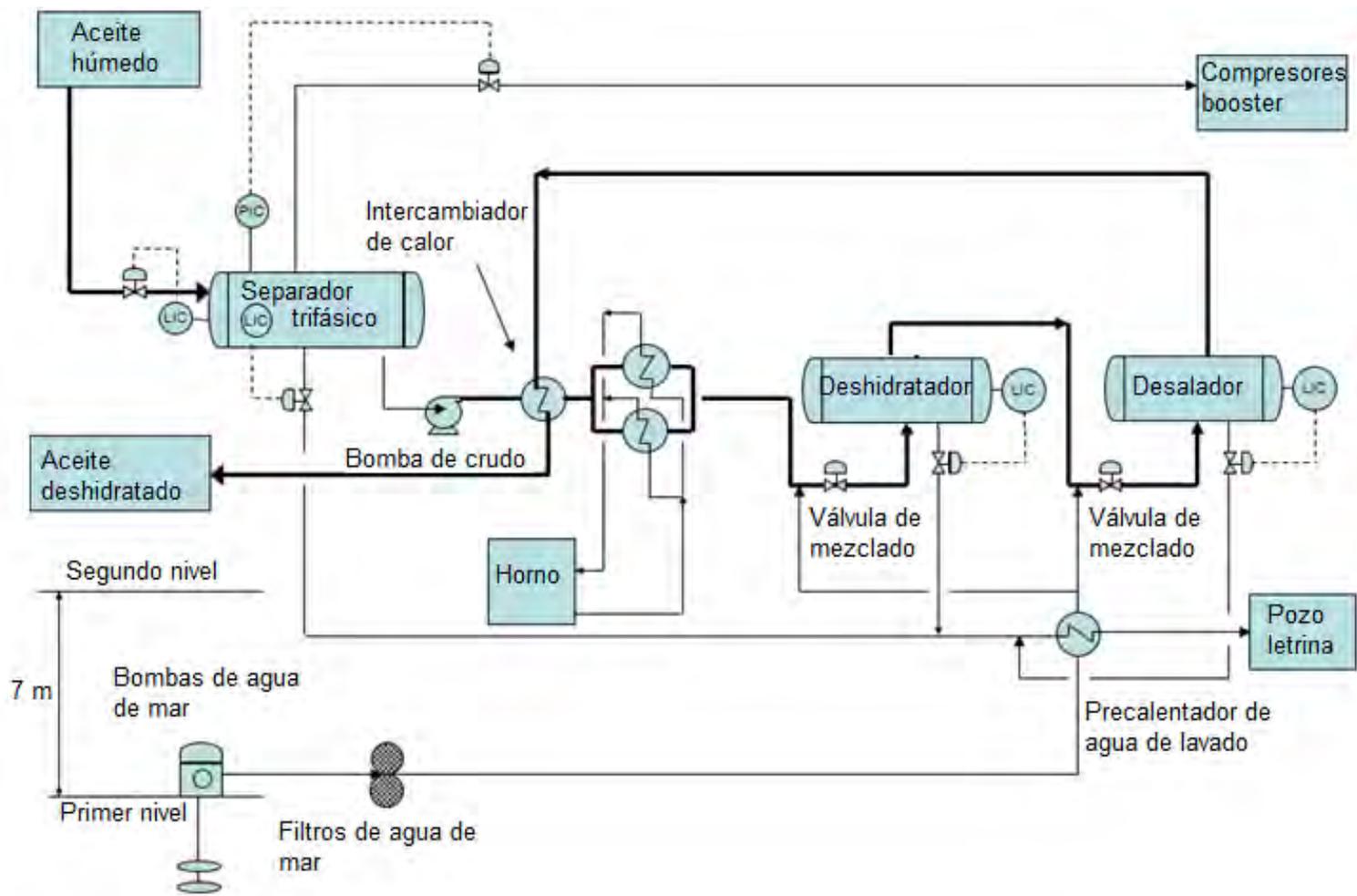


Figura 4.1 Esquema general de sistema de deshidratación y desalado antes de su optimización.

4.2 Optimización de sistema de deshidratación de crudo en instalaciones costa afuera mexicanas

Se instaló un nuevo sistema de deshidratación de crudo con el objetivo de remover el exceso de agua presente del 35% en la corriente de 90,000 bpd de aceite crudo a exportación y así acondicionarlo a la especificación de venta de menos del 1.0% de contenido de agua en el crudo.

Se rediseño el módulo de deshidratación en plataforma, instalando nuevos equipos para llevar a cabo el proceso de deshidratación de crudo. En este nuevo proceso, el fluido proveniente del cabezal de mezcla entra a un separador bifásico donde se separa en una corriente de gas y otra de aceite húmedo; el gas separado es enviado a compresión y el aceite húmedo es bombeado a un tratador de agua libre. Cabe mencionar que antes de que el fluido ingrese al separador bifásico se inyectan químicos para el tratamiento de emulsiones y asfaltenos. En el tratador de agua libre se separa agua y aceite húmedo, el agua se envía al pozo letrina y el aceite húmedo a los dos deshidratadores electrostáticos, donde finalmente se cumple con el contenido de agua en el crudo requerido y se transporta a la terminal donde se comercializa.

4.2.1 Inyección de desemulsionante y dispersante de asfaltenos

El objetivo del tratamiento químico dentro del sistema de deshidratación de crudo es la inyección de los productos químicos desemulsionante y dispersante de asfaltenos para tratar la emulsión de agua congénita en el aceite crudo y lograr la deshidratación requerida, con especificación de venta de menos del 1% de contenido de agua en el crudo.

El desemulsionante tiene como tarea desestabilizar y romper la emulsión para acelerar la coalescencia de las gotas de agua en un tiempo de reposo o en un campo electrostático de acuerdo con las propiedades del aceite emulsionado con agua.

El dispersante de asfaltenos ayuda en la desestabilización de la emulsión formada o fortalecida por los asfaltenos como agentes emulsionantes. Este producto químico dispersa los asfaltenos a su cadena oleofílica y permite que el desemulsionante rompa la emulsión para acelerar la coalescencia de las gotas de agua.

Se realizaron pruebas de botella para la selección de los productos químicos, los cuales fueron elegidos de acuerdo con el que logró el menor porcentaje de agua en las mezclas evaluadas en un determinado tiempo.

Una vez elegidos los químicos, se realizó la inyección de estos en la entrada de fluidos a la plataforma antes del separador bifásico gas-aceite para tener un mayor tiempo de contacto y mezclado.

Los paquetes de inyección de cada químico están conformados por un tanque de almacenamiento y dos bombas, una de estas bombas es de respaldo como se puede observar en la **Figura 4.2**. Cada paquete cuenta con transmisores de nivel y de presión, medición de flujo y de presión local.

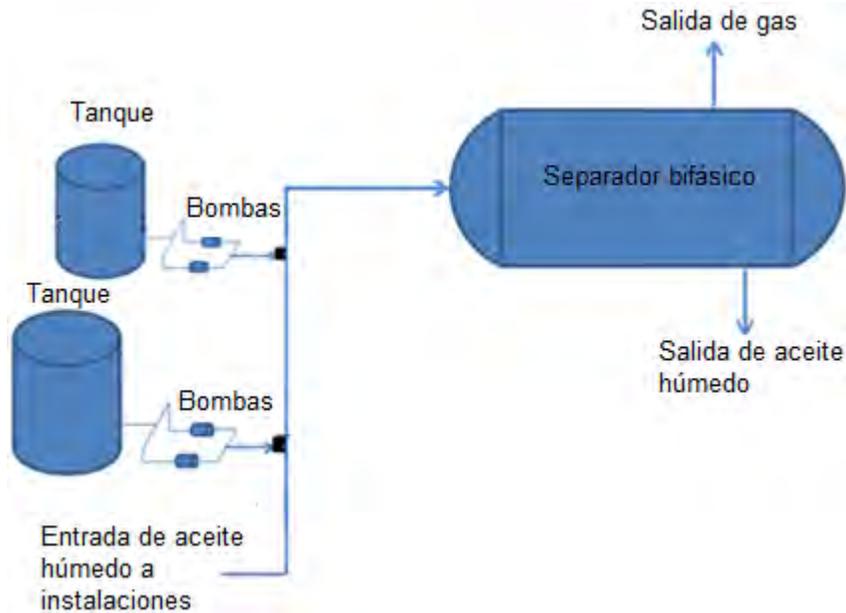


Figura 4.2 Esquema de paquetes de inyección de químicos.

Sistema de Inyección de químicos

El proceso de la inyección de desemulsionante y dispersante de asfaltenos consta de lo siguiente y se ilustra en la **Figura 4.3**:

- Los tanques de almacenamiento tienen capacidad de 6,405 m³ de desemulsionante y 9,395 m³ de dispersante de asfaltenos, suficiente para una o dos semanas de máxima dosificación de 100 ppm y 80 ppm respectivamente. El control y supervisión remota del tanque se realiza mediante el transmisor de nivel.
- Las bombas suministran la presión necesaria de 2.4 kg/cm² con el fin de inyectar el producto en los puntos seleccionados; estas succionan a presión atmosférica del tanque de almacenamiento, ajustándose a la dosificación y al gasto requerido.
- El calibrador de dosificación mide el fluido a inyectar para controlar y ajustar el gasto del producto a través de la bomba dosificadora; además se puede verificar el gasto en cualquier momento.
- El punto de inyección determinado para el tratamiento de crudo húmedo es la línea de alimentación al separador bifásico. Este punto de inyección cuenta con un dispositivo de inyección de naturaleza mecánica que permite la

dispersión efectiva del químico en el fluido. Primero se realiza la inyección del desemulsionante, seguido por la del dispersante de asfaltenos.

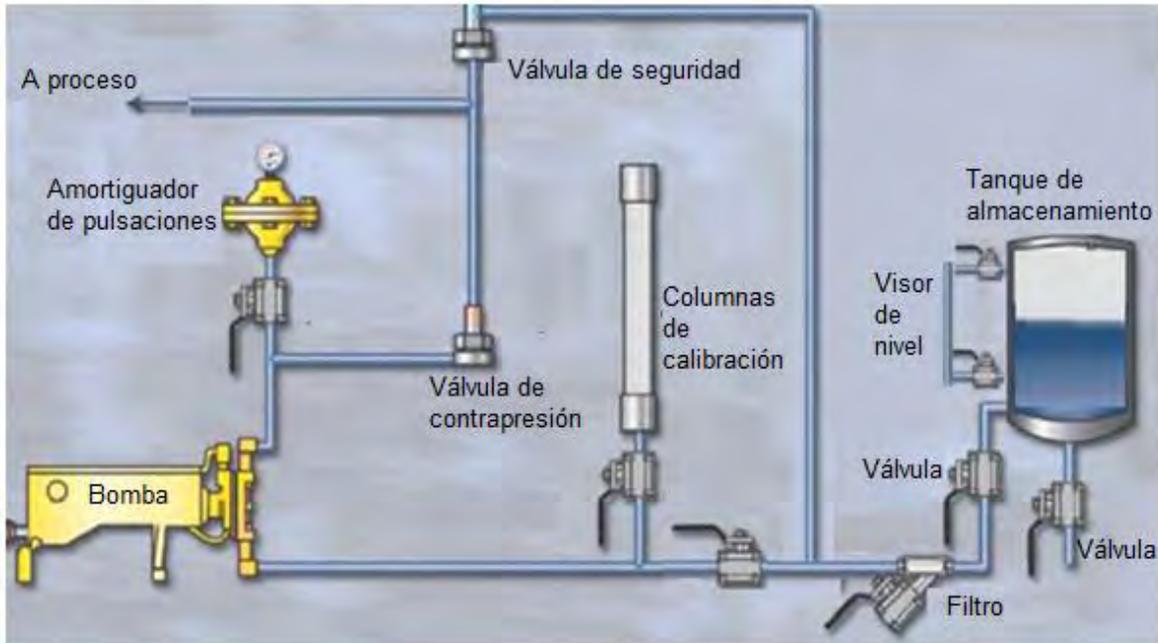


Figura 4.3 Esquema del sistema de inyección de químicos.

Instrumentos utilizados en el sistema de inyección de químicos

El sistema de inyección cuenta con diversos dispositivos de control de flujo y seguridad del proceso que son necesarios para una inyección segura.

Indicadores de nivel: Constan de un transmisor de nivel magneto-restrictivo que controla la cantidad del químico en cada tanque de almacenamiento, cuenta con rangos de calibración y alarmas de nivel. Se puede observar un indicador de nivel en la **Figura 4.4**.



Figura 4.4 Indicador de nivel en tanques de almacenamiento de químicos.

Indicadores de presión: Se tienen cuatro unidades para medir la entrada y salida local de la presión en las líneas de entrada y descarga de las bombas de inyección. Cuentan con puntos de ajuste, y en este sistema es de 3.4 kg/cm² y se pueden observar en la **Figura 4.5**



Figura 4.5 Indicadores de presión en sistema de inyección de químicos.

Calibradores de dosificación: Sirve para verificar el gasto inyectado por la bomba en cualquier momento; consta de un tubo de borosilicato en aluminio, con visor de precisión de calibración del 0.05 al 02%, cubierta de policarbonato de resistencia de alto impacto y escala de doble lectura. Como se muestra en la **Figura 4.6**.



Figura 4.6 Calibrador de dosificación.

Amortiguadores de pulso: Estos instrumentos de acero inoxidable permiten disminuir las vibraciones generadas por el bombeo en tubería larga, además de disminuir el golpe de ariete. Los amortiguadores se cargan con nitrógeno a 60-80% de su presión de trabajo, establecida en 2.4 kg/cm² y se pueden observar en la **Figura 4.7**

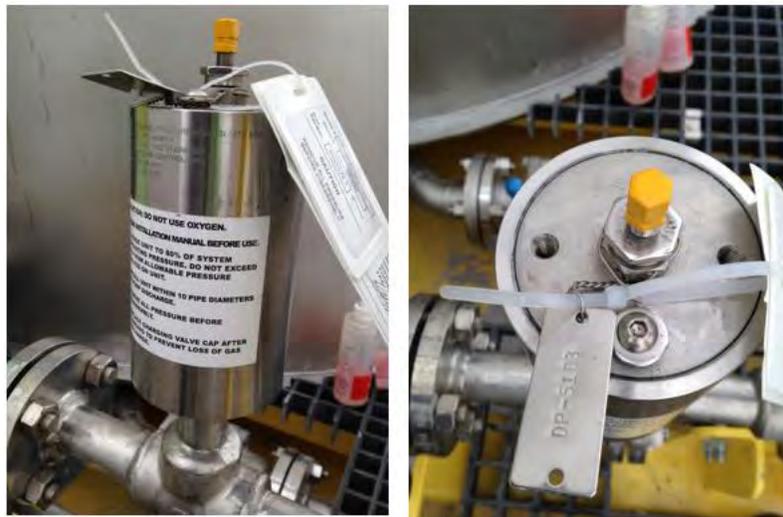


Figura 4.7 Amortiguadores de pulso en bombas de inyección de químicos.

Arresta flama: Los tanques cuentan con esta protección instalada en el techo y son de acero inoxidable. La combinación venteo-arresta de flama proporciona la prevención de llama en ambos lados y además provee un venteo compacto al tanque de químicos. La **Figura 4.8** muestra un esquema de un arresta flama.



Figura 4.8 Arresta flama en tanques de almacenamiento de químicos (Cameron, 2015).

Válvula de alivio (PSV) y válvulas manuales: Las válvulas de alivio de presión de diafragma operan cuando la presión el sistema de químicos excede el valor predeterminado de la válvula. Son diseñadas para proteger a los sistemas de dosificación de químicos contra daños producidos por presiones altas, las cuales pueden ser causadas por bloqueos en la tubería de alimentación de químicos, por cierres accidentales de válvulas, o válvulas de inyección tapadas. Cada PSV descarga a una línea de 1" de diámetro de retorno a los tanques en caso de sobre presión. Como se muestra en la **Figura 4.9**, el diafragma es mantenido contra el asiento de la válvula mediante un resorte interno. Cuando se excede una presión predeterminada, el diafragma es forzado hacia arriba y el químico fluye fuera de la válvula a través del puerto de alivio hacia el tanque de químicos o a la succión de la bomba.

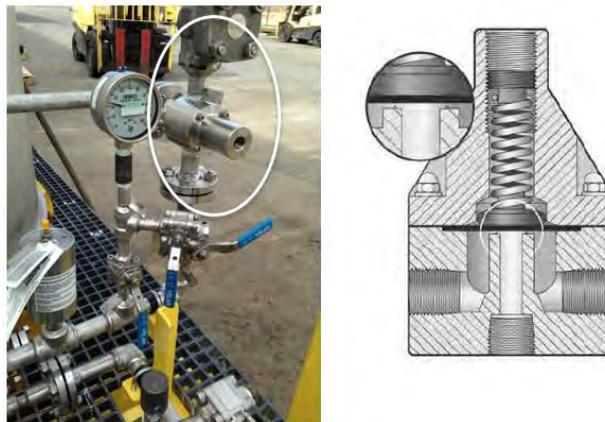


Figura 4.9 Válvulas de alivio en sistema de inyección de químicos (Cameron, 2015).

Además, se incluyeron las siguientes válvulas manuales en el sistema de inyección de químicos, ilustradas en la **Figura 4.10**:

- Válvulas manuales de bola para el aislamiento de cada una de las bombas.

- Válvulas manuales de bola para las conexiones de las boquillas en cada tanque.
- Válvulas manuales de retención y de bola para la descarga de las bombas.
- Válvulas manuales para el aislamiento de drenajes, venteos e instrumentos de presión.
- Válvula de bola para la columna de dosificación.
- Filtros “Y” para evitar sólidos y/u objetos extraños durante el arranque y operaciones.

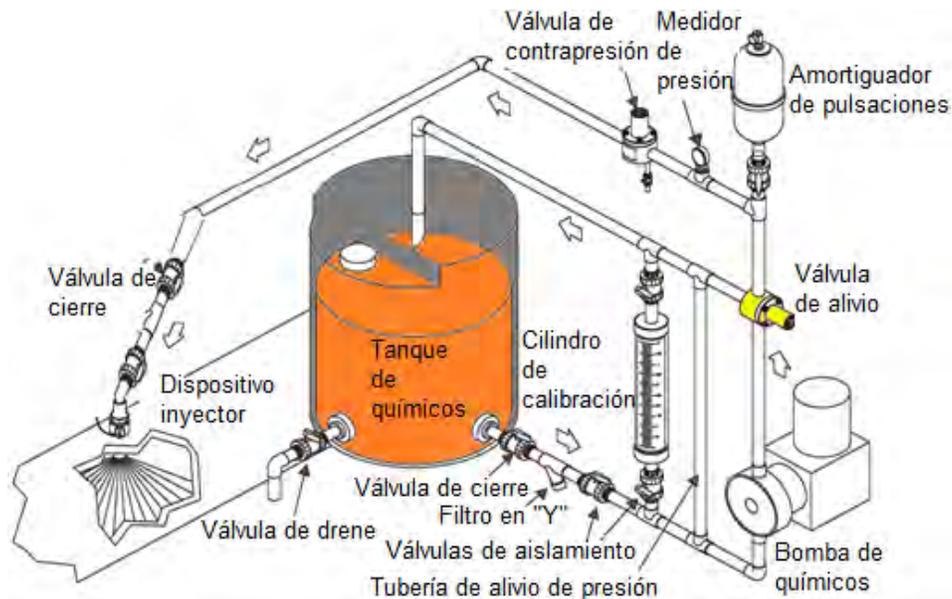


Figura 4.10 Esquema de válvulas en el sistema de inyección de químicos (Cameron, 2015).

4.2.2 Separador bifásico gas-aceite húmedo

El separador bifásico gas-aceite húmedo recibe la producción desde el cabezal de mezcla con los químicos inyectados. Este separador consiste en un recipiente presurizado con tecnología de alta eficiencia para la óptima separación de gas de la corriente. Esta tecnología de separación de alta eficiencia se compone por los siguientes internos del separador:

Tecnología porta test revolution: Es un dispositivo interno centrífugo, el cual consiste en pares de tubos conectados a la sección de entrada de fluidos al separador. Es utilizado para eliminar la espuma y mejorar el control del fluido dentro del separador. Se han instalado más de 500 unidades alrededor del mundo, dando buenos resultados. En la **Figura 4.11** se puede observar este dispositivo interno.



Figura 4.11 Tecnología porta test revolution (Schlumberger, 2016).

El porta test revolution trabaja de la siguiente manera: Los fluidos entran al separador por la sección de entrada y pasan al múltiple del porta test revolution, el fluido es distribuido uniformemente en los tubos, creando una fuerza centrífuga. El líquido va hacia la pared del tubo y el gas es forzado a ir hacia el centro del vórtice, creando la separación de gas y líquido. El líquido sale por la parte inferior del tubo y el gas se retira por la parte superior del tubo como se muestra en la **Figura 4.12**.

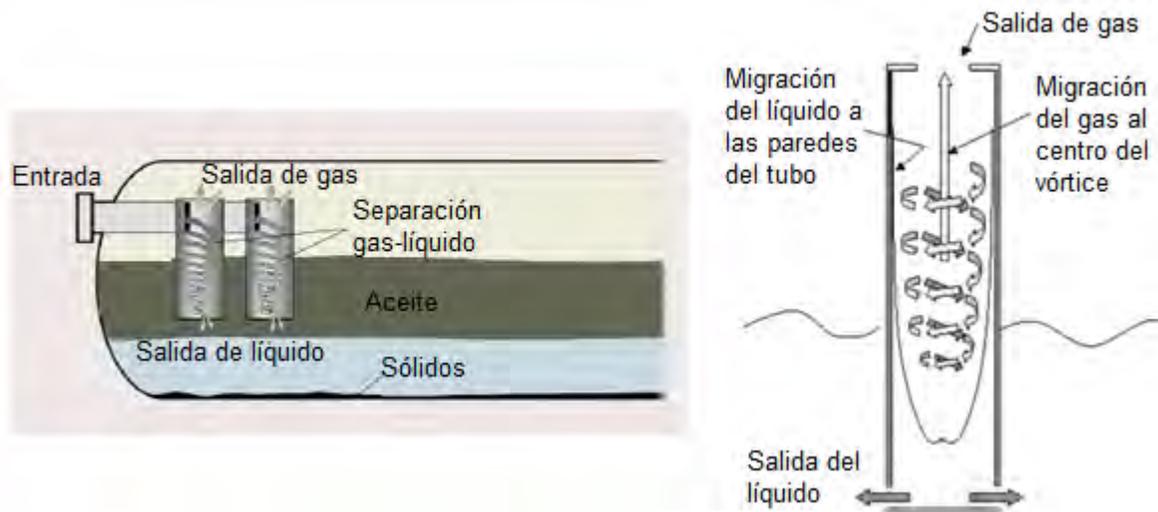


Figura 4.12 Principio de operación de porta test revolution (Schlumberger, 2016).

El porta test revolution posee las siguientes ventajas:

- Elimina espuma
- Minimiza el área de separación y el peso en las nuevas instalaciones de separación.
- Aumenta la eficiencia de separación gas-líquido en separadores existentes.

- Optimiza y en muchos casos elimina los costosos productos químicos antiespumantes.
- Disminuye el arrastre de líquido en corrientes de gas de salida.
- Reduce el contenido de agua en las corrientes de salida de aceite del separador.

Mampara perforada: Estos dispositivos son utilizados en los separadores de gas-líquido para prevenir las ondas en la superficie de la fase líquida y para prevenir el atrapamiento o arrastre de líquido en el gas después de la separación primaria. Esta mampara se instala aproximadamente a 76 cm del dispositivo interno porta test revolution en el separador como se puede ver en la **Figura 4.13**.

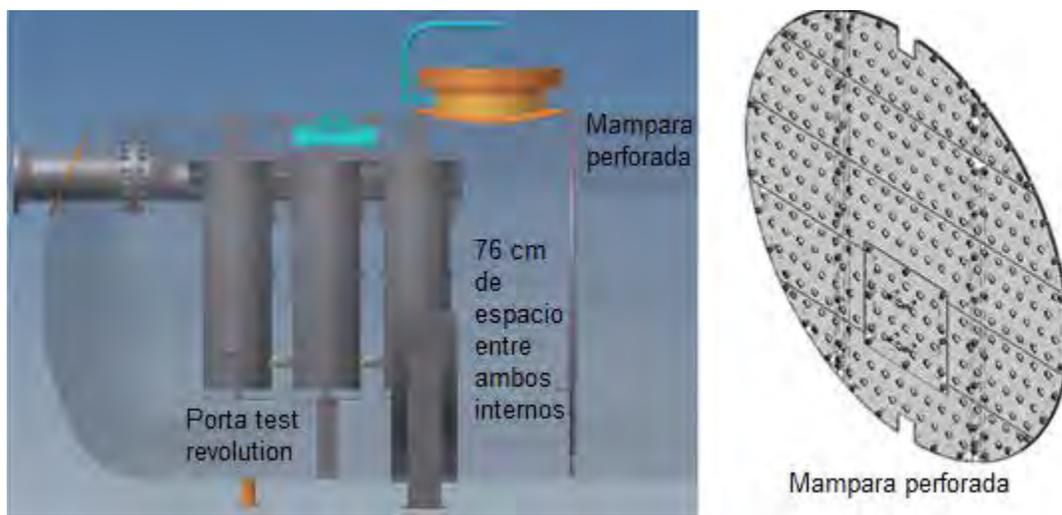


Figura 4.13 Ubicación de mampara perforada en el separador bifásico (Schlumberger, 2016).

Rompedor de vórtice: Previenen la formación de vórtices que pueden arrastrar partículas de gas hacia la fase líquida. Son instalados en la salida de líquidos y el de tipo rejilla es el más efectivo de acuerdo con diversos estudios, que indican que la velocidad de salida del líquido debe ser menor o igual a 11 pies/s para prevenir la formación de vórtices en la fase líquida y este separador cuenta con dos de este tipo, tal como se muestra en el esquema del separador bifásico en la **Figura 4.14**.

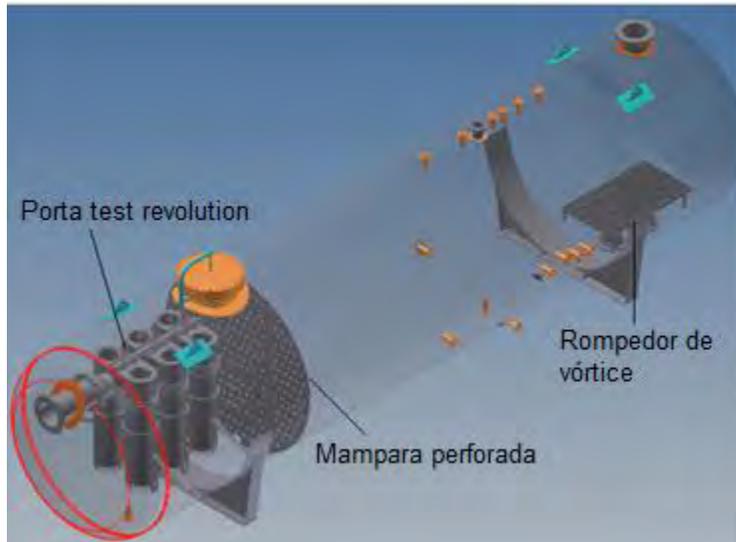


Figura 4.14 Esquema de separador bifásico con tecnologías de alta eficiencia (Schlumberger, 2016).

Operación de separador bifásico gas-aceite húmedo

El proceso en el separador bifásico gas-aceite húmedo debe cumplir con los requisitos mostrados en la **Tabla 4.2** para una óptima separación:

Tabla 4.2 Requisitos en el proceso del separador gas-aceite húmedo.	
Densidad	21 °API
Gasto de aceite húmedo	145,000 bpd
Viscosidad de aceite húmedo @44 C°	598.4 cp
Gasto de gas	1 MMpcd
Presión de operación	1 kg/cm ²
Temperatura de operación	44 °C
Nivel del líquido en el separador	1.803 m

El separador bifásico opera de acuerdo con sus secciones de separación, las cuales se ilustran en la **Figura 4.15**. En la separación primaria, a través del porta test revolution se remueven las gotas de líquido más grandes contenidas en el gas, minimizando la turbulencia, formación de espuma y arrastre del líquido en el gas antes del segundo proceso de separación. En la separación secundaria a través del eliminador de neblina de tipo láminas, se remueven las gotas más pequeñas del

líquido en el gas. En la sección de acumulación de líquido, se tiene suficiente tiempo de residencia y capacidad para manejar la llegada de líquido hasta un 85% del nivel del separador. Y finalmente se realiza la descarga de líquido y gas. El gas es mandado a compresión y la corriente de aceite húmedo es bombeado, por medio de bombas de doble tornillo que incrementan la presión del fluido, hacia un tratador de agua libre pasando antes por los intercambiadores de calor donde se incrementa la temperatura del aceite húmedo.

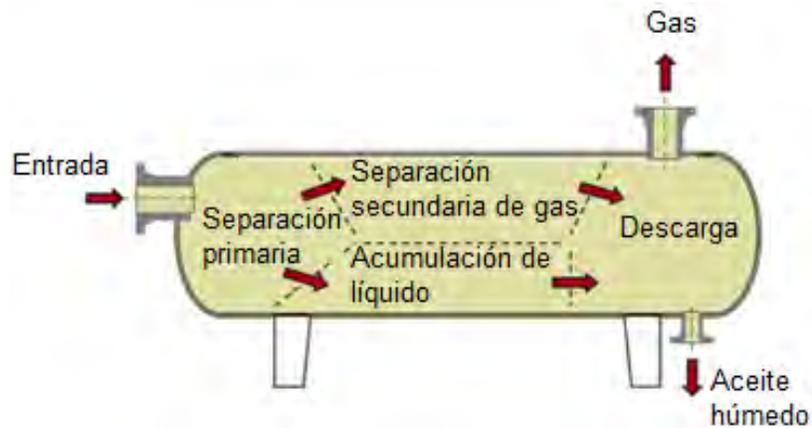


Figura 4.15 Principio de operación de separador bifásico gas-aceite húmedo.

Existen dos variables que se deben controlar debido a que afectan directamente en la eficiencia de separación del separador bifásico:

- **Control de presión:** Si la presión aumenta, la capacidad de separación de gas aumenta. Si la presión es muy baja, los componentes ligeros del crudo se van a separar aguas abajo del proceso. Por lo tanto, la presión se debe mantener en su punto de ajuste para obtener la mejor separación.
- **Control de nivel de líquido:** En los separadores horizontales, el control de la altura de nivel en el recipiente es la clave para una separación óptima. El nivel debe ser lo suficientemente alto para que el volumen de líquido en el recipiente proporcione el tiempo de residencia necesario para que las burbujas de gas se desprendan y salgan a la superficie sin causar turbulencia.

Instrumentos de control en el separador de gas-aceite húmedo

El separador bifásico cuenta con dos variables de control principales, la presión y el nivel del líquido en el contenedor. La temperatura y el flujo son variables monitoreadas únicamente como información del proceso de separación. Todos los instrumentos utilizados en el monitoreo y control del proceso cuentan con las especificaciones requeridas para realizar las mejores prácticas de la industria.

Indicadores de nivel: Se tienen dos indicadores de nivel, uno magnético y otro de presión diferencial, mostrados en la **Figura 4.16**. El magnético debe cerrar la

entrada de fluido hacia las instalaciones de deshidratación en caso de un nivel del líquido mayor al 85% del separador, evitando el arrastre de gas hacia las bombas y el arrastre de líquido a los compresores. El transmisor de nivel del tipo presión diferencial envía una señal de nivel de líquido en el separador, la cual actúa sobre la válvula de control de nivel instalada a la entrada del separador, ajustando el flujo de alimentación a las instalaciones de deshidratación desde el múltiple general de producción. Los niveles de alarma son 1.4 m para un nivel muy bajo y 2.174 m para uno muy alto.



Figura 4.16 Indicadores de nivel en separador bifásico gas-aceite húmedo (Magnetrol, 2018).

Transmisores de presión: Los transmisores de presión envían señales de la presión en el separador bifásico al control de presión, el cual está ajustado a 1.0 kg/cm² y actúa sobre la válvula de control de presión instalada en la línea de succión de los compresores de refuerzo de presión de gas de la plataforma. Además, envían las señales de alarma al Sistema de Paro por Emergencias, las cuales activan las acciones de paro por emergencia sobre las válvulas de apertura y cierre en el separador. El transmisor se puede observar en la **Figura 4.17**.



Figura 4.17 Transmisor de presión del separador bifásico gas-aceite húmedo (Emerson, 2017).

Transmisor de temperatura: La temperatura se supervisa por medio de este transmisor mostrado en la **Figura 4.18**. Una baja temperatura puede reducir la capacidad de calentamiento de los intercambiadores y del sistema de recuperación de calor, evitando que se alcance la temperatura del proceso de separación y deshidratación.



Figura 4.18 Transmisor de temperatura en el separador bifásico gas-aceite húmedo (Emerson, 2017).

Medidor de gas: Se tiene instalado un medidor de flujo de gas de tipo cono instalado en forma horizontal en la línea de salida de gas, las lecturas realizadas sirven de supervisión de la operación. Sus puntos de ajuste son de 0.2 MMpcd para un rango bajo y 2.0 MMpcd para un valor alto.

Válvulas: Existen diferentes válvulas instaladas en el proceso del separador bifásico Gas-Aceite Húmedo. Se tienen dos válvulas de paro por emergencia (SDV), una bloquea la alimentación general del aceite húmedo a las instalaciones desde el cabezal general de producción y la otra bloquea el paso de gas a la línea del quemador; éstas se activan con un rango de 0.4 kg/cm². También hay una válvula de purga (BDV) que permite el desalojo del gas hacia la línea de desfogue, y se activa a 1.8 kg/cm².

4.2.3 Bombas reforzadoras de crudo

En el esquema de la planta de deshidratación de crudo anterior se observó que había una insuficiencia de presión de entrada para la operación de los equipos de deshidratación de crudo en la plataforma y para las altas temperaturas requeridas; mediante simulaciones se determinó que el incremento de presión debe ser mayor a 11 kg/cm² para incrementar la temperatura de operación a 120 °C. Por lo tanto, fue necesario la instalación de nuevas bombas que ayudaran en el proceso y que permitieran incrementar la presión del crudo a deshidratar.

Se seleccionaron bombas de desplazamiento positivo tipo doble tornillo, unas de las más utilizadas en las operaciones de producción. Una de sus características es que son capaces de alcanzar altas presiones aun operando con una baja presión de succión. Otras de sus características son:

- Manejo de fluidos corrosivos.
- Manejo de altos gastos y fluidos de alta viscosidad.

- Simplicidad de operación y mantenimiento.
- Flujo uniforme y de dimensiones pequeñas para su ensamblaje.

Operación de las bombas

La estación de bombeo de crudo incrementa la presión del aceite húmedo de 1.0 kg/cm² hasta 11.2 kg/cm² para lograr la transferencia de la mezcla desde el separador bifásico gas-aceite húmedo hacia: las unidades de precalentamiento, el tratador de agua libre, las unidades de calentamiento y los equipos de deshidratación. La corriente de aceite húmedo bombeada se divide en dos para ser distribuidas a los intercambiadores de calor para su precalentamiento.

Las bombas de refuerzo de crudo operan bajo las siguientes condiciones dentro del sistema de deshidratación, mostradas en la **Tabla 4.3**:

Tabla 4.3 Condiciones de operación de bombas reforzadoras de crudo.	
Gasto máximo	145,000 bpd
Presión de succión	1.0 kg/cm ²
Presión de descarga	11.2 kg/cm ²
Temperatura de succión y descarga	44 °C

Si así se desea, se puede arrancar solamente una, dos o tres de las 5 bombas de la estación, de acuerdo con el volumen de fluido que entra a las instalaciones y con el aumento de presión.

Las bombas operan en el proceso mediante lazos de control y por medio de variadores de frecuencia, los cuales aumentan o disminuyen la velocidad de acuerdo con el nivel de fluido en el separador bifásico. También, la presión de descarga se controla mediante el sistema de control de presión ajustado a 11.2 kg/cm², el cual activa la válvula de control de presión con el fin de regularla en la línea de descarga hacia el sistema de precalentamiento.

Instrumentos de control en las bombas reforzadoras de crudo

Las bombas cuentan con parámetros importantes en su operación como son la presión, la temperatura y el contenido de agua en el crudo. La instrumentación con la que se monitorea y controla estos parámetros se encuentra conectada a un Controlador Lógico Programable (PLC) en el cuarto de control en la plataforma, detectándose a tiempo cualquier mal funcionamiento.

Indicadores y transmisores de presión: La presión de succión y de descarga son monitoreadas por los indicadores y transmisores de presión, los cuales tienen como objetivo 1.0 kg/cm² y 11.2 kg/cm² respectivamente. Una presión de descarga muy baja podría ocasionar que se alcance la vaporización del fluido en el tratador de agua libre y en los deshidratadores electrostáticos, comprometiendo su eficiencia de separación. También una presión de descarga muy alta se debe evitar para no alcanzar la presión de diseño de los intercambiadores de calor y de los componentes de separación. Se tienen los siguientes puntos de ajuste:

- Baja presión de succión: 0.45 kg/cm².
- Alta presión de descarga: 13.2 kg/cm²

Transmisor de temperatura: La temperatura se monitorea en el cabezal de succión de las bombas por medio del transmisor de temperatura, la cual tiene como objetivo de operación 44 °C. Una baja temperatura puede reducir la capacidad de calentamiento de los intercambiadores de calor y del sistema de recuperación de calor, evitando que se alcance la temperatura deseada en el proceso. Tiene como punto de ajuste 110 °C.

Medidores de flujo: Se cuenta con un analizador de contenido de agua en el crudo en el cabezal general de descarga, el cual permite monitorear el porcentaje de agua en la corriente de crudo. Además, existen placas de orificio localizadas sobre la línea de recirculación de la corriente de salida de las bombas, las cuales son utilizadas solo si se llegara a presentar una baja presión en la línea de succión.

Cabe mencionar que se cuenta con diferentes válvulas manuales de bloqueo que sirven para aislar los equipos para su mantenimiento, para recircular el fluido hacia el separador bifásico, etc.

4.2.4 Intercambiadores de calor y unidades de recuperación de calor

Con la finalidad de alcanzar la temperatura de operación en el proceso de deshidratación de crudo, se instalaron siete intercambiadores de calor y tres unidades de recuperación de calor dentro de las instalaciones costa afuera que llevan a cabo dicho proceso. Su instalación está distribuida por todo el sistema de deshidratación de crudo aprovechando al máximo la energía térmica de todos los componentes del sistema.

Intercambiadores de calor

Un intercambiador de calor es un dispositivo utilizado para transferir energía térmica entre dos o más medios a diferentes temperaturas con un contacto térmico. Usualmente se calientan y/o enfrían corrientes de fluidos que se encuentran separadas por una barrera evitando la mezcla de estas y su contacto directo. En los arreglos a contracorriente, que son los utilizados en las instalaciones, las corrientes de fluidos entran por extremos opuestos y fluyen en direcciones igualmente opuestas con diferentes temperaturas; por lo tanto, una corriente se calienta y la otra se enfría.

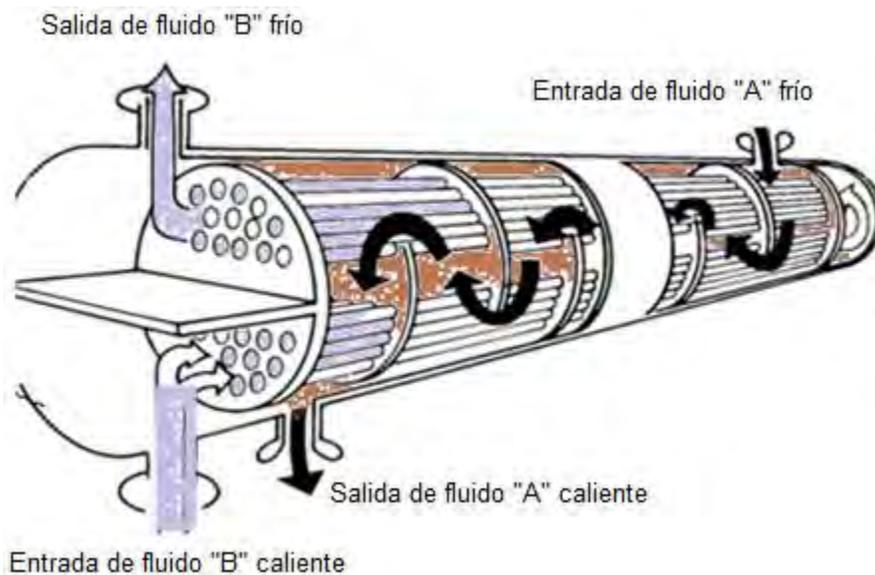


Figura 4.19 Intercambiador de calor con flujo a contracorriente (Cameron, 2015).

Los intercambiadores de calor instalados en la planta de deshidratación manejan los siguientes fluidos a contracorriente:

- Aceite húmedo-agua separada.
- Aceite húmedo-aceite deshidratado.
- Aceite húmedo-aceite de calentamiento.

Intercambiadores aceite húmedo-agua separada

Una fracción del aceite húmedo que proviene de las bombas reforzadoras se calienta por intercambio de calor a contracorriente con el agua separada que proviene de los deshidratadores, que fluye por el lado de la coraza de los intercambiadores, y dirigiéndose hacia el tratador de agua libre.

La corriente de aceite húmedo fluye por el lado de los tubos de los intercambiadores de calor para ser calentado de 44 °C hasta 74 °C. La descarga de este aceite precalentado a 74 °C se hace por el cabezal común de descarga de los intercambiadores hacia el tratador de agua libre. La corriente de agua separada fluye a través del lado coraza a contracorriente intercambiando calor y enfriándose de 119 °C a 74 °C, dirigiéndose hacia las bombas de descarga de agua al pozo letrina.

Se cuenta con dos intercambiadores de calor aceite húmedo-agua separada y operan bajo las condiciones mostradas en la **Tabla 4.4**:

Tabla 4.4 Condiciones de operación de intercambiadores de calor aceite húmedo-agua separada.	
Flujo de aceite húmedo	47,800 bpd
Flujo de agua separada	21,500 bpd
Temperatura de entrada de aceite húmedo	44 °C
Temperatura de entrada de agua separada	119 °C
Temperatura de salida de fluidos	74 °C
Presión de entrada de aceite húmedo	11.2 kg/cm ²
Presión de entrada de agua separada	5.9 kg/cm ²
Presión de salida de aceite húmedo	9.8 kg/cm ²
Presión de salida de agua separada	4.5 kg/cm ²

Intercambiadores aceite húmedo-aceite deshidratado

El 65% de la corriente de aceite húmedo que proviene de la estación de bombas reforzadoras, es calentado por los intercambiadores de calor con un flujo a contracorriente con el aceite deshidratado proveniente de los deshidratadores, para alimentar al tratador de agua libre.

La corriente de aceite húmedo fluye por el lado de los tubos de los intercambiadores de calor para ser calentado de 44 °C hasta 74 °C. La descarga de este aceite precalentado a 74 °C se hace por el cabezal común de descarga de los

intercambiadores hacia el tratador de agua libre. La corriente de aceite deshidratado fluye a través del lado coraza a contracorriente intercambiando calor y enfriándose de 119 °C a 73 °C, dirigiéndose hacia las bombas de exportación de crudo.

Se tienen instalados tres intercambiadores de calor aceite húmedo-aceite deshidratado y deben cumplir con las condiciones de operación mostradas en la **Tabla 4.5**:

Tabla 4.5 Condiciones de operación de intercambiadores de calor aceite húmedo/aceite deshidratado.	
Flujo de aceite húmedo	94,250 bpd
Flujo de aceite deshidratado	90,000 bpd
Temperatura de entrada aceite húmedo	44 °C
Temperatura de entrada de aceite deshidratado	119 °C
Temperatura de salida de aceite húmedo	74 °C
Temperatura de salida de aceite deshidratado	73 °C
Presión de entrada de aceite húmedo	11.2 kg/cm ²
Presión de entrada de aceite deshidratado	5.9 kg/cm ²
Presión de salida de aceite húmedo	9.8 kg/cm ²
Presión de salida de aceite deshidratado	4.5 kg/cm ²

Intercambiadores aceite húmedo-aceite de calentamiento

La corriente de aceite húmedo proveniente del tratador de agua libre es calentada por los intercambiadores de calor con un flujo a contracorriente con un fluido sintético de transferencia de calor proveniente de las unidades de recuperación de calor, con el objetivo de alcanzar la temperatura de operación necesaria en los deshidratadores electrostáticos.

La corriente de aceite húmedo fluye por el lado de la coraza de los intercambiadores de calor para ser calentado de 74 °C hasta 119 °C. La descarga de este aceite húmedo calentado a 119 °C se hace por el cabezal común de descarga de los intercambiadores hacia los dos deshidratadores electrostáticos. La corriente de aceite térmico o de calentamiento fluye a través del lado de los tubos a contracorriente intercambiando calor y enfriándose de 299 °C a 159 °C, dirigiéndose hacia el tanque de expansión de aceite térmico para su recalentamiento en las unidades de recuperación de calor.

Se tienen instalados dos intercambiadores de calor aceite húmedo-aceite de calentamiento con los cuales se alcanza la temperatura de operación en los deshidratadores y que deben cumplir con las condiciones de operación mostradas en la **Tabla 4.6**:

Tabla 4.6 Condiciones de operación de intercambiadores de calor aceite húmedo-aceite de calentamiento.	
Flujo de aceite húmedo	112,500 bpd
Flujo de aceite de calentamiento	71,400 bpd
Temperatura de entrada aceite húmedo	74 °C
Temperatura de entrada de aceite de calentamiento	239 °C
Temperatura de salida de aceite húmedo	119 °C
Temperatura de salida de aceite de calentamiento	159 °C
Presión de entrada de aceite húmedo	9.8 kg/cm ²
Presión de entrada aceite de calentamiento	7.9 kg/cm ²
Presión de salida de aceite húmedo	6.7 kg/cm ²
Presión de salida de aceite deshidratado	4.9 kg/cm ²

Instrumentos de control en los intercambiadores de calor

Los parámetros importantes que se monitorean en los intercambiadores de calor son la presión, el flujo y la temperatura, ya que con estos se puede detectar alguna falla en ambos lados de circulación de fluidos. Todos los intercambiadores de calor utilizados tienen instalada la instrumentación local de presión y temperatura necesaria para la detección de cualquier mal funcionamiento. Además, se cuentan con válvulas de alivio térmico para descargar los fluidos en caso de que exista algún bloqueo.

Se tienen instalados transmisores de flujo, presión y temperatura que cuentan con lazos de control con el PLC para la detección temprana de alguna falla. Cada línea de proceso de entrada y salida tiene un termómetro y un indicador de presión. Además, en los cabezales de salida de aceite húmedo calentado hay transmisores de temperatura para supervisar la eficiencia de estos equipos.

Unidades de recuperación de calor

Son componentes instalados en la salida de las turbinas de gas, para recuperar el calor de los gases de escape. Esto incrementa la eficiencia del ciclo de operación sobre todo en la reducción de emisiones de carbono.



Figura 4.20 Unidades de recuperación de calor (Cameron, 2015).

Los gases de salida de la turbina entran a las unidades de recuperación de calor a través de un “damper”, donde los gases del escape son dirigidos a una sección de tubos, al ducto de desviación o una combinación de ambos.

El haz de tubos consiste en varias bobinas en paralelo. Las bobinas están conectas a un cabezal de entrada y a un cabezal de salida. El medio de calentamiento, en este caso aceite térmico, entra en el cabezal de entrada localizado en la parte fría del haz de tubos, y el calor de los gases de escape es transferido al medio de calentamiento a contracorriente. Una vez que se calienta el aceite térmico fluye hacia los intercambiadores de calor aceite húmedo-aceite de calentamiento para incrementar la temperatura del aceite húmedo a contracorriente.

La temperatura de salida del medio de calentamiento está controlada por el damper, mediante el ajuste de la válvula de compuerta para llevar la cantidad correcta de gas de escape al haz de tubos. La **Figura 4.21** ilustra el proceso de operación de las unidades de recuperación de calor.

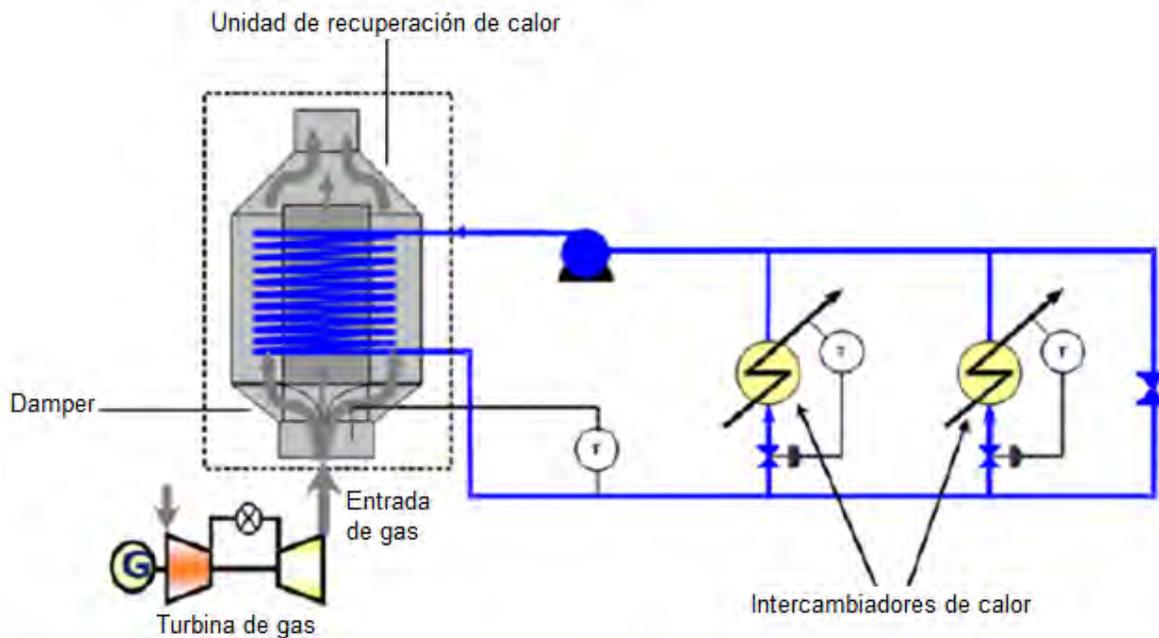


Figura 4.21 Proceso de operación de unidades de recuperación de calor (Cameron, 2015).

Se tienen instaladas tres unidades de recuperación en las instalaciones que ayudan con el incremento de la temperatura del aceite húmedo para su deshidratación; estas unidades se rigen bajo las condiciones de operación mostradas en la **Tabla 4.7**:

Tabla 4.7 Condiciones de operación de las unidades de recuperación de calor.

Medio de calentamiento	Aceite térmico Therminol 55
Gasto de medio de calentamiento	71,400 bpd
Temperatura de entrada del medio de calentamiento	160 °C
Temperatura de salida del medio de calentamiento	240 °C

4.2.5 Tratador de agua libre

El tratador de agua libre instalado en la planta de deshidratación consiste en un recipiente presurizado con internos diseñados para el manejo de los fluidos de entrada al sistema, recibidos desde los intercambiadores de calor aceite húmedo-agua separada y aceite húmedo-aceite deshidratado, logrando la separación de agua libre de la corriente de aceite húmedo. La separación de agua libre de una corriente de aceite húmedo se consigue asegurando un régimen de flujo adecuado y una apropiada distribución del fluido en el separador. Este, tiene instalada tecnología de alta eficiencia para obtener un buen comportamiento del fluido y asegurar los mejores resultados.

Distribuidor HiFlo

Es un interno de alta eficiencia de separación instalado en el tratador de agua libre, el cual consiste en un esparcidor que reduce la velocidad del fluido antes de su descarga en el recipiente y que puede proporcionar un gasto hasta 35% mayor a través de este, aprovechando al máximo su volumen, ya que elimina la recirculación del fluido dando como resultado una mejor distribución del fluido y por lo tanto un tiempo de residencia más largo dentro del tratador, como se puede ver en la **Figura 4.22** (Sellman et al., 2013).

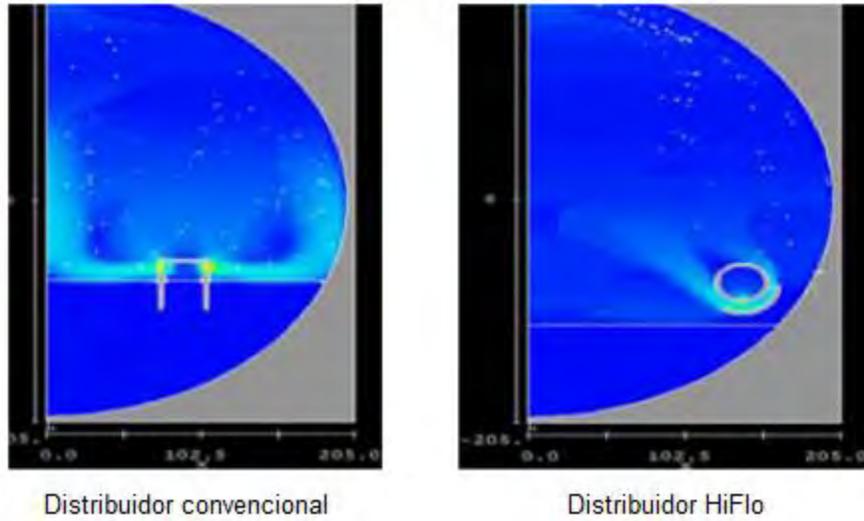


Figura 4.22 Comparación de distribuidor convencional con distribuidor HiFlo (Sellman et al., 2013).

Colector

Se tiene instalado un solo colector de forma longitudinal a lo largo de la parte superior del recipiente, al cual se le colocan orificios acomodándolos de forma que puedan lograr la colección uniforme del aceite húmedo que asciende dentro del tratador de agua libre, como se puede observar en la **Figura 4.23**.

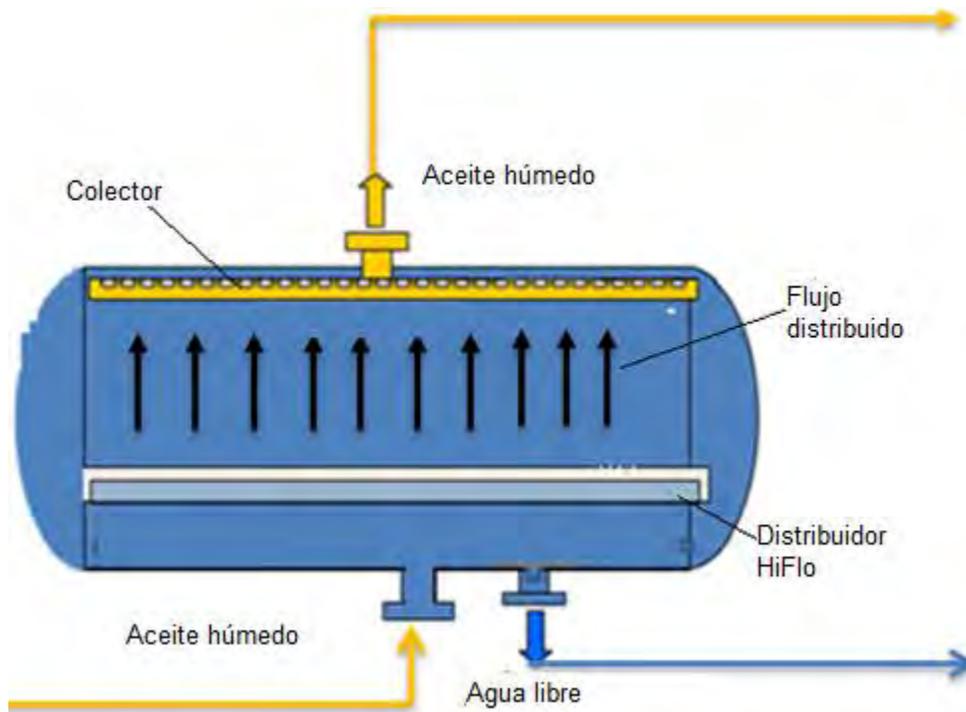


Figura 4.23 Esquema de tratador de agua libre.

Operación de tratador de agua libre

El tratador de agua libre debe cumplir con las condiciones de operación mostradas en la **Tabla 4.8** para conseguir un óptimo desempeño:

Tabla 4.8 Condiciones de operación del tratador de agua libre.	
Gasto de aceite húmedo	90,000 bpd
Descarga de agua libre	23,000 bpd
Presión de operación	9.8 kg/cm ²
Temperatura de operación	74 °C
Nivel de la interfase en el tratador	810 mm
Contenido de agua en el crudo a la entrada	35%
Contenido de agua en el crudo a la salida	20%

Este equipo tiene como función única, la remoción de agua de la corriente de aceite húmedo por medio de la acción de las fuerzas gravitacionales en la sección de coalescencia, desde 35% hasta máximo 20% de contenido de agua en el crudo. El tratador está construido con una sola sección y opera lleno de líquido desgasificado.

Su operación se rige en el siguiente proceso:

- La corriente de aceite húmedo entra al tratador de agua libre por la boquilla que da paso al distribuidor HiFlo; el fluido es uniformemente distribuido en el recipiente.
- El régimen de flujo permite la remoción de agua libre por acción de la fuerza de gravedad y la diferencia de densidad entre los fluidos de los líquidos.
- El aceite con agua emulsionada asciende hacia el colector en la parte superior del recipiente y es descargada, la corriente de aceite húmedo separada se divide en dos para alimentar a los intercambiadores de calor aceite húmedo-aceite de calentamiento.
- Mientras tanto, las gotas de agua migran hacia la fase acuosa y son retiradas del tratador por la parte inferior para su descarga al pozo letrina.

Instrumentos de control en el tratador de agua libre

El tratador de agua libre cuenta con dos principales parámetros de control: la presión y el nivel de la interfase, los parámetros como la temperatura y el flujo solo son monitoreadas como referencias de la operación.

Indicadores y transmisores de nivel

Se tienen instalados dos transmisores, uno primario que controla la salida de agua con la válvula de descarga y otro secundario que sirve por si ocurre una falla con el primero, los cuales están programados en el PLC. El detector de interfase es el del tipo radar y está ajustado al 75% equivalente a 810 mm, medidos desde el fondo del recipiente. En la **Figura 4.24** se puede observar el esquema de un transmisor de nivel de interfase.

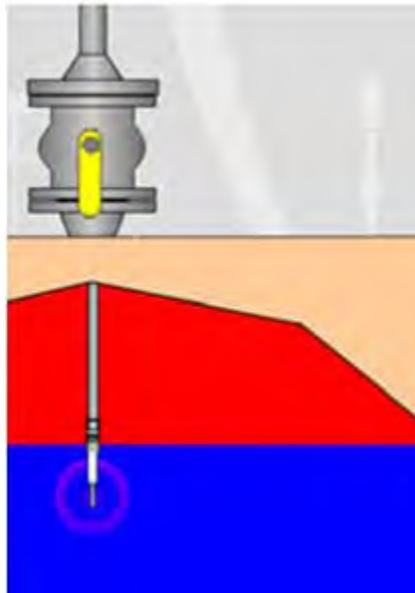


Figura 4.24 Esquema de transmisor de nivel de interfase (Agar Corp., 2012).

Indicadores y transmisores de presión

Existen tres transmisores instalados y es el transmisor primario el que da la salida del aceite emulsionado con ayuda de la válvula de presión. La presión de operación siempre debe estar por encima de la presión de vapor del aceite a través del sistema de coalescencia, evitando la formación burbujas de gas.

Indicadores y transmisores de temperatura

La temperatura en el tratador de agua libre se supervisa mediante lectura remota en el PLC por medio de un transmisor y por medio de un indicador. Normalmente la temperatura de operación debe mantenerse tan alta como sea posible durante una operación estable, ya que el incremento de la temperatura mejora el desempeño del proceso y reduce el consumo de los productos químicos.

Transmisor de flujo de agua y válvulas de seguridad

El gasto de agua en el tratador solo es un parámetro de referencia que se supervisa mediante lectura remota en el PLC por medio del transmisor de flujo de agua. Es de tipo magnético y está instalado de forma horizontal en la línea de salida de agua, con el fin de medir el agua libre separada.

Se cuenta con una válvula de control de salida de agua que permite el control de la descarga de agua libre del tratador. Además, una válvula de control de presión que permite el control de la salida de aceite emulsionado. Por último, una Válvula de Alivio ajustada a 11.8 Kg/cm² en caso de un exceso en la presión.

4.2.6 Deshidratadores electrostáticos Bilectric

Para completar el proceso de deshidratación de crudo se tienen instalados deshidratadores electrostáticos, como el que se muestra en la **Figura 4.25**, los cuales reciben la corriente de aceite húmedo desde el tratador de agua libre y calentada por los intercambiadores de calor aceite húmedo-aceite de calentamiento. Estos deshidratadores son recipientes presurizados con una sección de coalescencia, además, contienen internos hidráulicos para el manejo del aceite húmedo y un sistema electrostático para acelerar el proceso de separación del agua contenida en el crudo por medio de un campo de corriente alterna AC.

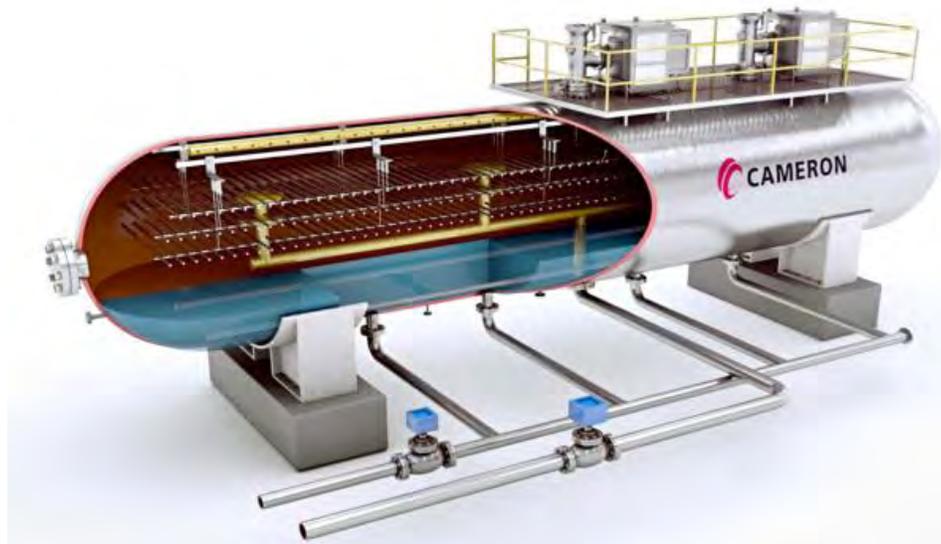


Figura 4.25 Deshidratador Bilectric (Schlumberger, 2016).

Tecnología Bilectric

Los deshidratadores instalados en el sistema de deshidratación cuentan con la tecnología Bilectric, la cual fue introducida por primera vez en la industria petrolera en 1980 y hoy en día existen más de 300 unidades en operación alrededor del mundo. Este diseño maximiza la utilización del espacio interno del recipiente debido al mecanismo de distribución de la emulsión y que es ilustrado en la **Figura 4.26**. El

fluido que alimenta al deshidratador es distribuido entre los electrodos energizados instalados en el plano horizontal y perpendicular a la dirección de caída de las gotas de agua dentro del recipiente (Movafaghian et al., 2003.)

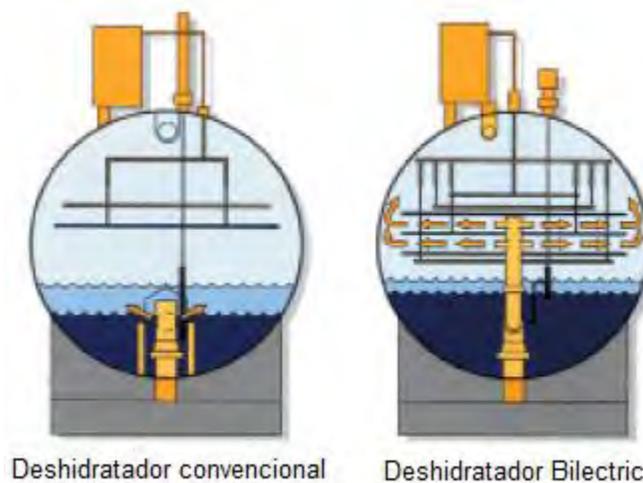


Figura 4.26 Comparación de deshidratador convencional con deshidratador Bilectric (Schlumberger, 2016)

Algunas ventajas de la tecnología Bilectric se enlistan a continuación:

- Tratamiento con un rango amplio de tipos de crudo y trabajo con la mínima supervisión de operación.
- Máximo tiempo de residencia para separar el agua contenida en el aceite.
- Salida de aceite y agua con gran calidad.
- Reducción de costos de operación y mantenimiento.
- Excelente distribución del flujo.
- Rápida coalescencia con el mínimo consumo de energía eléctrica.

La tecnología Bilectric se desempeña con la ayuda de los siguientes componentes y que son ilustrados en la **Figura 4.27**:

Electrodos: El área de electrodos se localiza por encima de la mitad del deshidratador y tienen una separación mínima entre ellos de 8 pg, una separación irregular puede causar una mala distribución del campo electrostático, dando como resultado una deshidratación deficiente. El ensamble de electrodos genera un campo eléctrico uniforme y cuenta con tres niveles de parrillas suspendidas de los colgadores aislantes, los cuales están hechos de teflón y que sirven de soporte, aislándolos eléctricamente.

Distribuidores de entrada: Dispositivos verticales que se encargan de distribuir el aceite húmedo entre las rejillas de electrodos superiores y medias, y las rejillas

medias e inferiores, ya que tienen dos zonas de salida de crudo. Distribuyen la emulsión con un flujo suave y de manera radial.

Colector de aceite: Consiste en una sección de tubería con agujeros perforados y se localiza en la parte superior del recipiente, donde entra el aceite, generando un flujo uniforme a través de este. Los agujeros del colector de descarga deben estar libres de incrustaciones, suciedad, lodo, etc., ya que si son tapados u obstruidos pueden causar un bajo desempeño debido a una mala distribución.

Bujes de entrada: Son dispositivos que entran al recipiente a través de un orificio en la parte superior del deshidratador y que lo conectan con las unidades de potencia o transformadores, haciendo contacto eléctrico y físico con el conjunto de electrodos.

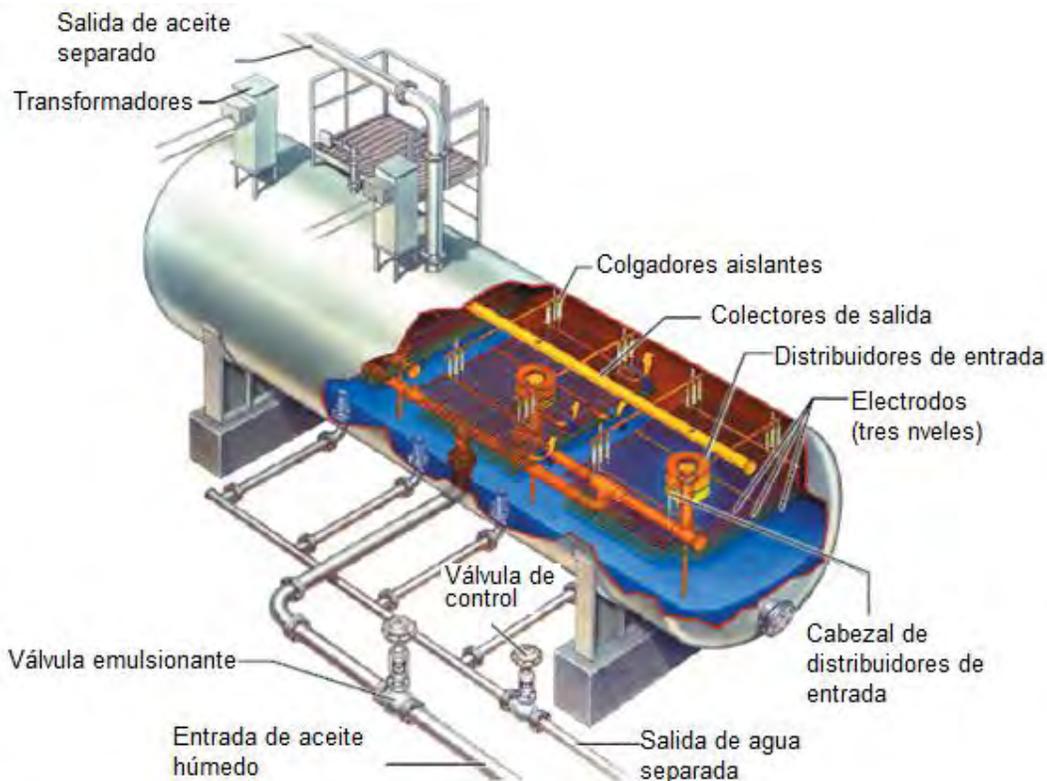


Figura 4.27 Deshidratador Bilectric (Schlumberger, 2016).

Operación de deshidratadores electrostáticos Bilectric

Estos equipos tienen como única función la eliminación del agua contenida en el crudo por acción de fuerzas electrostáticas en campos eléctricos de corriente alterna. Logrando este proceso mediante la acción de energizar y oscilar las gotas de agua a cierta frecuencia en el campo electrostático generado entre los electrodos del deshidratador. Los deshidratadores trabajan llenos al 100% de líquido, trabajando bajo las condiciones mostradas en la **Tabla 4.9** y la distribución de fluidos es ilustrada en la **Figura 4.28**:

Tabla 4.9 Condiciones de operación de deshidratadores electrostáticos.

Flujo de aceite húmedo	90,000 bpd
Presión de operación	6.7 kg/cm ²
Temperatura de operación	119 °C
Contenido de agua en el crudo a la entrada	20%
Contenido de agua en el crudo a la salida	<0.5%

El proceso de operación para alcanzar la especificación de separación de agua contenida en el aceite de los deshidratadores es el siguiente:

- La corriente de aceite húmedo proveniente de los dos intercambiadores de calor aceite húmedo-aceite de calentamiento es recibida por los deshidratadores electrostáticos, entrando al recipiente por los cabezales de distribución, los cuales distribuyen la emulsión uniformemente entre los tres niveles de electrodos, donde se inicia el proceso de coalescencia.
- El tamaño de las gotas de agua incrementa y caen de manera vertical hacia la interfase de agua-aceite. Este movimiento vertical promueve una zona no turbulenta entre las secciones de aceite y de agua en el recipiente.
- Las pequeñas gotas de agua que escapan del electrodo inferior fluyen verticalmente a la zona del electrodo superior, beneficiando una segunda oportunidad de coalescencia.
- El aceite fluye hacia el colector en la parte superior del deshidratador y se descarga para su comercialización. Mientras que el agua separada fluye hacia el fondo del recipiente, donde es descargada hacia el pozo letrina.

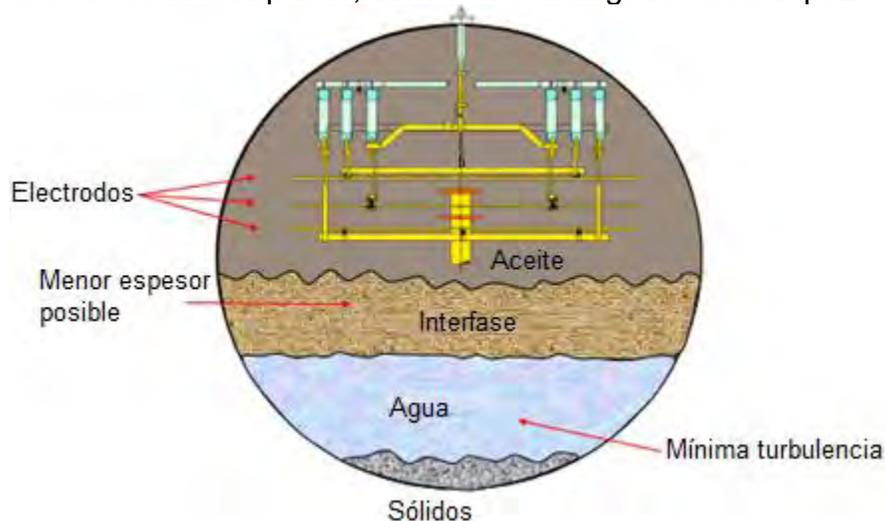


Figura 4.28 Distribución de fluidos dentro de deshidratador electrostático (Cameron, 2015).

Instrumentos de control en deshidratadores electrostáticos Biletric

Estos equipos tienen como principales variables de control, el nivel de interfase y la presión del recipiente, además se monitorea la temperatura por medio de un transmisor directo al PLC.

Detectores de Interfase

Se tienen instalados cuatro diferentes detectores de interfase con los cuales se controla la operación, los cuales se muestran en la **Figura 4.29**. La sonda 1 ayuda con el control de la interfase de la emulsión dentro del deshidratador, la cual debe ser lo más delgada posible para una óptima deshidratación. La sonda 2 controla el contenido de agua en el aceite por debajo de la sección de electrodos. La sonda 3 funciona como medidor del contenido de agua en la corriente de entrada de aceite húmedo. Finalmente, la sonda 4 permite la detección del contenido de sólidos en el recipiente.

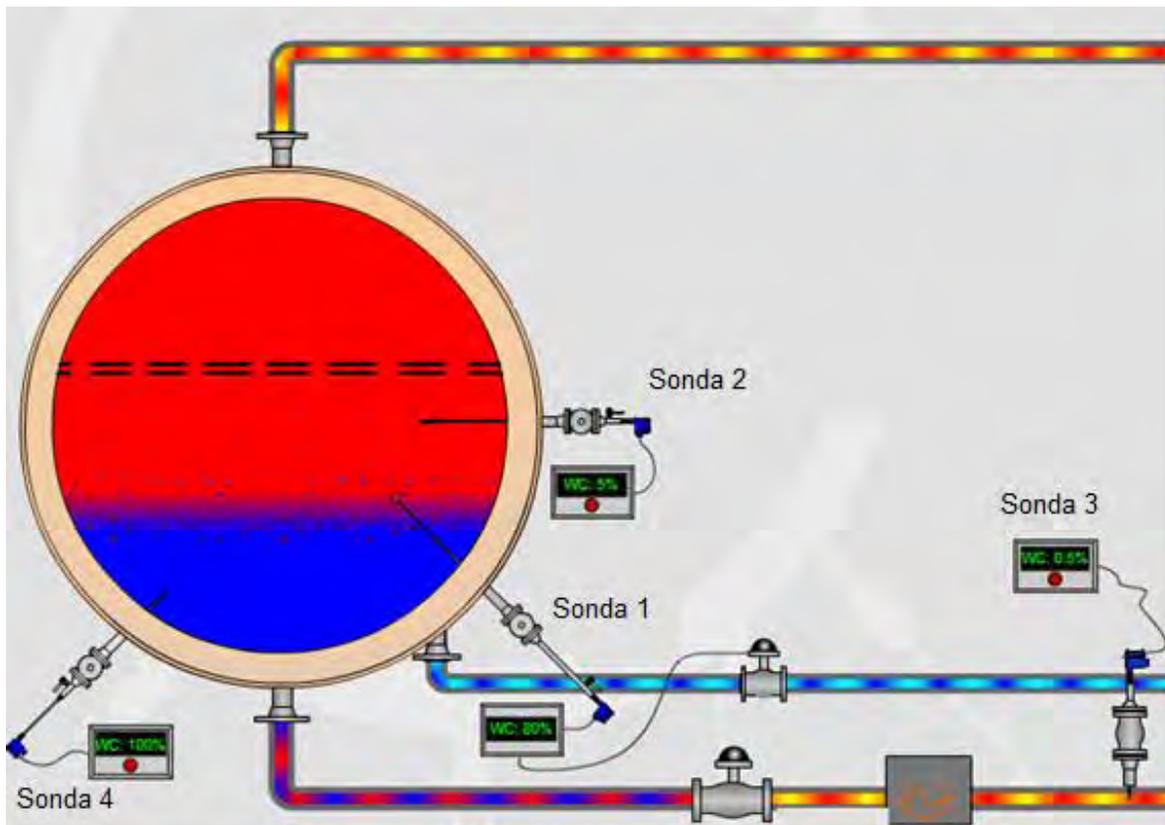


Figura 4.29 Detectores de interfase en deshidratadores electrostáticos (Agar Corp., 2012).

Transmisor de presión

Se encuentra instalado en la línea de descarga de crudo, envía su señal al PLC y sirve de aislamiento del sistema, además de supervisar la operación.

Válvulas de control

Se tiene instalada una válvula de control de la interfase en la línea de descarga de agua y es controlada directamente por el detector de interfase 1. Además, hay una válvula de control de presión que actúa neumáticamente y se encuentra instalada en la línea de descarga de agua.

4.3 Esquema general de optimización en sistema de deshidratación de crudo en instalaciones costa afuera mexicanas

Después de la instalación de los nuevos componentes en el sistema de deshidratación en la plataforma, se obtuvieron los resultados esperados, con un contenido de agua en el crudo menor a 0.5%. El esquema general de las instalaciones se ilustra en la **Figura 4.30**:

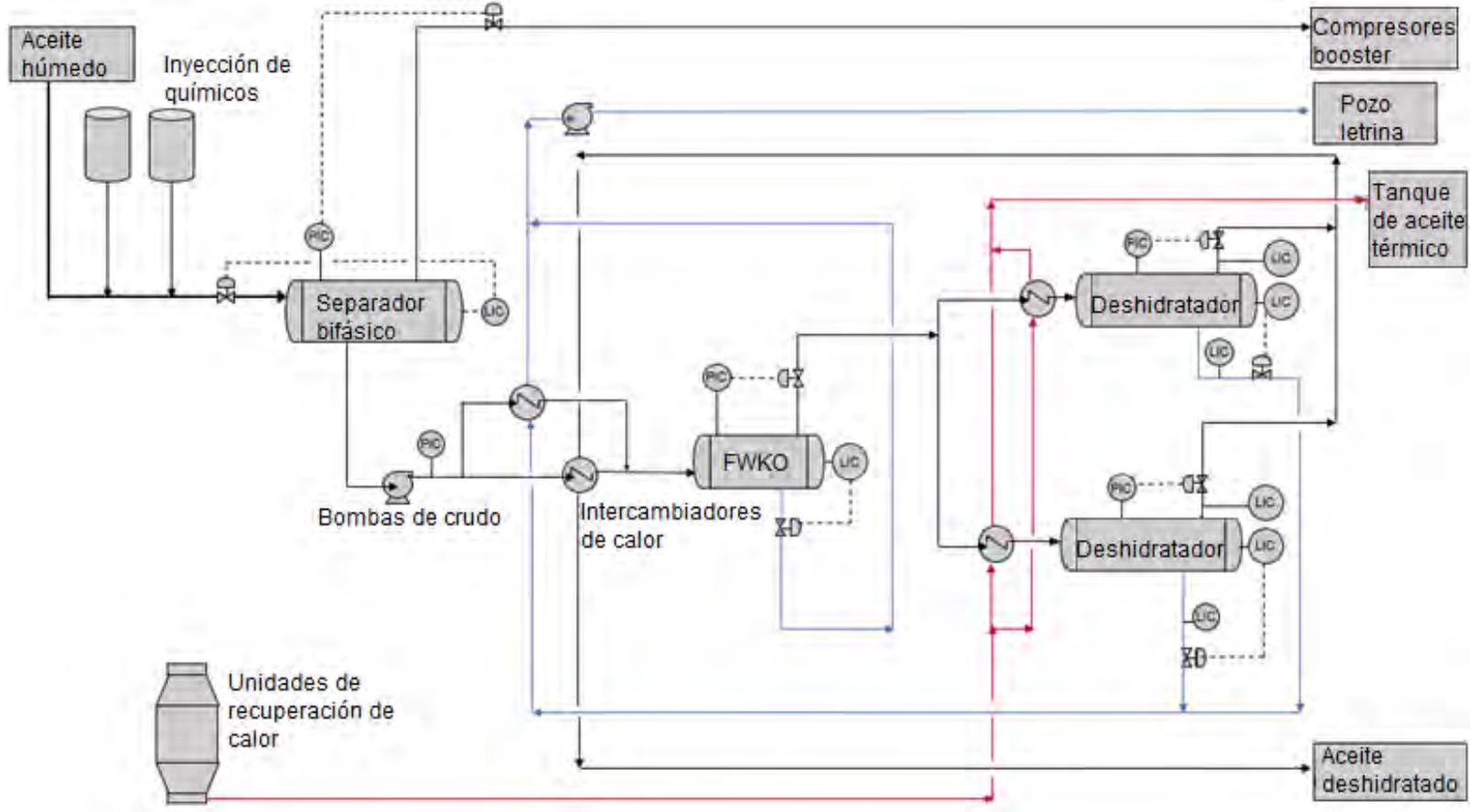


Figura 4.30 Esquema de planta de deshidratación después de su optimización.

4.4 Sistemas de seguridad en planta de deshidratación

Las instalaciones de producción usualmente operan de acuerdo con su diseño. El crudo y gas viajan desde el yacimiento hasta las instalaciones superficiales, donde serán separados, tratados y medidos para posteriormente enviarlos a través de ductos al usuario final. Ocasionalmente, ocurren problemas o mal funcionamiento, se rompen elementos, cambian las condiciones, los hornos se apagan y se cierran pozos. Muchos de estos problemas tienen una solución sencilla y sin complicaciones; desafortunadamente, otros problemas no y conllevan a consecuencias más graves como lesiones del personal, fugas, ruptura de los equipos, contaminación del medio ambiente o pérdida de los activos de la compañía.

Por tales motivos, es necesaria la instalación de un sistema de seguridad para prevenir dichos problemas. Normalmente, existen dos niveles de protección en un sistema de seguridad: primaria y secundaria.

- **Protección primaria:** La protección primaria usualmente consiste en un sensor o interruptor en el equipo que detecta eventos indeseables. Por ejemplo, los equipos pueden tener instalados sensores de presión, temperatura o nivel, los cuales detectan valores muy altos o muy bajos de acuerdo con los rangos normales de operación. Una vez que se detecta un evento no deseado, se requiere de un Sistema de Paro por Seguridad para cerrar el flujo en el equipo afectado (Thro, 2007).
- **Protección secundaria:** Esta protección se da en caso de que la protección primaria falle u opere de manera muy lenta en la solución del problema. Consiste en una válvula de alivio (PSV) que previene un exceso de la presión. Estas válvulas son diseñadas para abrir, aliviando la sobrepresión en un recipiente o ducto a través del cabezal de alivio, enviando los fluidos a un lugar seguro para su recuperación o desecho. Alternativamente, la protección secundaria consiste en sensores redundantes a los utilizados por la protección primaria, los cuales pueden localizarse en los equipos aguas abajo o en los equipos en cuestión (Thro, 2007).

Adicionalmente a la protección primaria y secundaria del proceso, un sistema de emergencia es utilizado para minimizar los efectos del escape de hidrocarburos. Este sistema incluye detectores de gas combustible, detectores de fuego, detectores de humo, un sistema de contención de fugas de hidrocarburos líquidos y un sistema de paro por emergencias que proporciona un método para el control del proceso e iniciar el cierre de la plataforma.

4.4.1 Sistema de paro por emergencia

El sistema de deshidratación de crudo cuenta con dos tipos de paro, un paro total normal o programado para mantenimiento u otras causas y un paro por emergencia.

El paro por emergencia se inicia desde el Sistema de Paro Por Emergencia del centro de proceso costa afuera, el cual envía una señal de cierre a la válvula de seguridad instalada en el separador bifásico gas-aceite. Cuando se presenta un paro por emergencia todo el sistema de deshidratación queda fuera de operación porque todos los motores de las bombas son apagados remotamente.

Una vez que ocurre un paro por emergencia, los patines de inyección son paralizados directa o indirectamente en forma secuencial. En el separador bifásico gas-aceite se corta el flujo de alimentación, ya sea de manera manual o automática por medio de los dispositivos de control. Las bombas reforzadoras son apagadas por medio de los variadores de frecuencia de cada una de ellas. Además, las bombas de circulación de los intercambiadores de calor paran, incluyendo la del aceite térmico. Se corta la alimentación de fluidos al tratador de agua libre y a los deshidratadores electrostáticos de manera manual o automática. Finalmente, todos los equipos de la planta de deshidratación deben ser aislados manualmente, despresurizados, venteados y drenados si es necesario.

Conclusiones y recomendaciones

Conclusiones

1. Se llevó a cabo revisión de la literatura referente a la deshidratación de aceite crudo, encontrando variedad de estudios de caso donde se destaca la importancia de eliminar el agua contenida en el crudo y las nuevas tecnologías.
2. El diseño de un sistema de deshidratación de aceite crudo debe ser lo más pequeño posible pero capaz de alcanzar los requisitos esperados del tratamiento de crudo. Además, al inicio del proyecto se tiene que considerar el comportamiento futuro del yacimiento y el incremento de la producción de agua.
3. Se puede minimizar la inversión económica del equipo de tratamiento de crudo, estudiando detalladamente el problema y seleccionando los métodos, equipo y procedimientos apropiados.
4. Los costos del tratamiento químico se pueden minimizar utilizando el desemulsionante adecuado, la cantidad óptima del químico, la locación, método de inyección y uso de calor óptimos. Un balance adecuado de tratamiento químico y calor ayuda a proporcionar un sistema de deshidratación económico y eficiente.
5. La optimización de la planta de deshidratación de crudo en instalaciones costa afuera mexicanas fue exitosa, al alcanzar la especificación de exportación y venta de aceite de 0.5% de contenido de agua en el crudo.
6. Con el nuevo diseño del sistema de deshidratación de crudo en las instalaciones mexicanas, se garantizó un gran aprovechamiento de energía, gracias al sistema de inyección de químicos, los intercambiadores de calor y las unidades de recuperación de calor.

Recomendaciones

1. Investigar a fondo el surgimiento de las nuevas tecnologías utilizadas para la deshidratación de aceite crudo, tales como los canales de flujo en escala micro con uso de grafeno, desemulsionantes y otros nuevos métodos.
2. Estudiar detalladamente el principio de operación de los instrumentos de control en los equipos de deshidratación de aceite crudo, tales como transmisores, indicadores y sondas de nivel.
3. Utilizar los equipos de tratamiento de crudo sacando la mayor ventaja de ellos, bajo una constante y cuidadosa observación, pruebas, supervisión y mantenimiento, para obtener la máxima eficiencia.

Referencias

Abdulkadir, M. 2010. Comparative Analysis of the Effect of Demulsifiers in the Treatment of Crude Oil Emulsion. ARPN Journal of Engineering and Applied Sciences **5** (6): 67-73.

Agar Corporation. 2012. <http://www.agarcorp.com/Animation.html>

Al Kalbani, H., Al-Hadhrami, H., Philip, G. 2014. Impact on Crude Dehydration Due To Back Production Of Polymer. SPE-169718-MS.

AlQahtani, A. 2012. Vessel Internal Coalescer Technology (VIEC). SPE-156087-MS.

Arnold, K., Stewart, M. 2008. Surface Production Operations. Tercera Edición. Elsevier Inc. EUA. Cap. 4, 150-190, Cap. 5, 244-265, Cap. 7, 351-446.

Blumer, D. 2006. Properties of Produced Water. Capítulo 10 en Petroleum Engineering Handbook, Vol. I General Engineering. Lake, W. SPE. Texas, EUA.

Cameron. 2015. Process Systems. R-AH0053

Chin, R. 2007. Oil and Gas Separators. Capítulo 2 en Petroleum Engineering Handbook, Vol. III Facilities and Construction Engineering. Lake, W. SPE. Texas, EUA.

Emerson. 2017. Rosemount 3051 Pressure Transmitter. 00813-0100-4001, RevTA.

Frankiewicz, T., Van Nostrand, B., Manning, B. 2010. Reconfiguring a California Platform for Offshore Crude Dehydration and Water Disposal via Injection. SPE-133378-MS.

Jasinski, R. 2007. Well Production Problems. Capítulo 9 en Petroleum Engineering Handbook, Vol. IV Production Operations Engineering. Lake, W. SPE. Texas, EUA

Kokal, S. 2006. Crude Oil Emulsions. Capítulo 12 en Petroleum Engineering Handbook, Vol. I General Engineering. Lake, W. SPE. Texas, EUA.

Movafaghian, S., Chen, S., Collins, T. 2003. Improving Desalting Performance by Installing Proprietary Internals in an Existing Vessel – A Case History. SPE-81134-MS.

Nghiem, L., Khose, B. 2006. Asphaltenes and Waxes. Capítulo 9 en Petroleum Engineering Handbook, Vol. I General Engineering. Lake, W. SPE. Texas, EUA.

NOM-016-CRE-2016. Especificaciones de calidad de los petrolíferos. D.O.F 29 de agosto de 2016.

- Schlumberger. 2016 High-Efficiency Phase Separation Internals. 16-PRS-180189.
- Schlumberger. 2016. Petreco Biletric AC Desalter. 16-PRS-180204.
- Sellman, E., Mandewalkar, P. 2016. Highly Efficient Dehydration and Desalting of Crude Oil from Mature Fields in the Middle East. SPE-181724-MS.
- Sellman, E., Sams, G., Mandewalkar, P. 2012. Use of Advanced Electrostatic for Improved Dehydration and Desalting of Heavy Crude Oil and DilBit. WHOC12-159.
- Sellman, E., Sams, G., Mandewalkar, P. 2013. Improved Dehydration and Desalting of Mature Crude Oil Fields. SPE-164289-MS.
- Sellman, E., Sams, G., Mandewalkar, P., Pavan, K. 2013. Compact Electrostatic Treaters for Floating Offshore Production Facilities. OTC-24303-MS.
- Shah, R., Sekulić, D. 2003. Fundamentals of Heat Exchanger Design. Primera edición. John Wiley & Sons, Inc. EUA. Cap. 1, 1-77.
- Shvetsov, V., Yunusov, A. 2010. New Methods and Treating Units for Electrical Dehydrator and Desalting of Oil. SPE-135874-MS.
- Thomason, W., Blumer, D., Cope, D., Zaouk, M. 2005. Advanced Electrostatic Technologies for Dehydration of Heavy Oils. SPE-97786-MS.
- Thro, M. 2007. Oil and Gas Processing. Capítulo 1 en Petroleum Engineering Handbook, Vol. III Facilities and Construction Engineering. Lake, W. SPE. Texas, EUA.
- Vafajoo, L., Ganjian, K., Fattahi, M. 2012. Influence of Key Parameters on Crude Oil Desalting: An Experimental and Theoretical Study. Journal of Petroleum Science and Engineering **90-91**: 107-111.
- Wang, Z., Lin, X., Yu, T., et al. 2016. Case History of Dehydration Technology Improvement for HCPF Production in the Daqing Oil Field. SPE-172768-PA.
- Warren, K. 2007. Emulsion Treating. Capítulo 3 en Petroleum Engineering Handbook, Vol. III Facilities and Construction Engineering. Lake, W. SPE. Texas, EUA.