



UNIVERSIDAD DE MATANZAS
FACULTAD DE CIENCIAS TECNICAS
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA

***“ Mejora del proceso de separación del agua en el crudo del
Campo Petrolero de Puerto Escondido”***

***Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en
Perforación de pozos de petróleo y producción de petróleo.***

Mención: Producción de Petróleo

Autor: Ing. Yosbel Reyes Zambrana.

Matanzas, 2019



**UNIVERSIDAD DE MATANZAS
"CAMILO CIENFUEGOS"**

**FACULTAD DE CIENCIAS
TECNICAS**

**DEPARTAMENTO DE QUÍMICA
E INGENIERÍA QUÍMICA**



**CENTRO POLITÉCNICO DEL
PETRÓLEO**

SEDE: VARADERO

***Mejora del proceso de separación del agua en el crudo del
Campo Petrolero de Puerto Escondido***

***Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en
Perforación de pozos de petróleo y producción de petróleo.***

Mención: Producción de Petróleo

Autor: Ing. Yosbel Reyes Zambrana

Tutor: Esp. Armando Cajigal Correa

Dr.C. Agustín Benítez Hernández

Matanzas, 2019

Declaración de Autoridad

Declaración de Autoridad

Declaro que soy el único autor de este trabajo, que pertenece totalmente al Centro Politécnico del Petróleo y a La Universidad de Matanzas. Por lo que autorizo la consulta a profesionales, instituciones, técnicos y personas en general que necesiten consultarlo, quedando prohibida la reproducción total o parcial de este documento, sin la previa autorización del autor o las entidades antes mencionadas.

Dedicatoria

Dedicatoria

Este trabajo es el fruto de años de trabajo y estudio en el Centro Politécnico del Petróleo Sede Varadero. Por lo que quisiera dedicárselo en especial a mi hijo Jonathan y a mi esposa Leyanis a mis padres por su apoyo y comprensión en estos años y a todas las personas en general que de una forma u otra han tenido relación alguna con el resultado del mismo.

Agradecimientos

Agradecimientos

- ✓ A mi esposa e hijo por todo su apoyo incondicional.

- ✓ A mi familia por sacrificarse durante estos 3 años para que pudiera llevar a feliz término los estudios.

- ✓ A mis tutores Armando Cajigal y Agustín Benítez por brindarme su ayuda y sapiencia para llevar a cabo el trabajo.

- ✓ A los trabajadores del laboratorio de la EPEP Occidente.

- ✓ A todos los profesores del Centro Politécnico del Petróleo (Varadero).

- ✓ A mis amigos por estar siempre presentes en los momentos más difíciles.

Resumen

Resumen

El presente trabajo se realizó en el centro colector #1 y en la planta de procesamiento de crudo (PCP) de Puerto Escondido, perteneciente a la Empresa de Perforación y Extracción de Petróleo de Occidente (EPEPO) “Capitán Jesús Suárez Gayol”. Utilizando los conceptos generales de Análisis de Procesos se desarrolló y aplicó un procedimiento de evaluación energética que permitió caracterizar las condiciones actuales de la planta, y plantear un grupo de medidas y recomendaciones que conlleven a una mejor separación del agua y a una disminución del impacto ambiental. Para la simulación se utilizó como herramienta el simulador de procesos HYSYS, gracias a su amplia variedad de operaciones de transformación física-química fue posible obtener balances de masa y energía con un margen de error menor al 1% con respecto al calculado. Para la evaluación técnico-económica se utilizó el Microsoft Excel.

Abstract

Abstract

This work was carried out in the collector center # 1 in the crude processing plant (PCP) of Puerto Escondido, belonging to the Oil Drilling and Extraction Company of the West (EPEPO) "Capitán Jesús Suárez Gayol". Using the general concepts of Process Analysis, a procedure for energy evaluation was developed and applied to characterize the current conditions of the plant, and to propose a group of actions and recommendations that lead to a better separation of water and the reduction of environmental impact. For simulation, the HYSYS process simulator was used, due to its wide variety of physical-chemical transformation operations, it was possible to obtain mass and energy balances with a error margin less than 1% with respect to the calculated. Microsoft Excel was used for the technical-economic evaluation.

Tabla de Contenido

Tabla de Contenido

Introducción.....	1
Situación Problemática.....	4
Problema Científico.....	4
Hipótesis.....	4
Objetivo General.....	4
Objetivos Específicos.....	5
Capítulo 1. Análisis Bibliográfico.....	6
1.1 Emulsión y tipos de emulsión.....	8
1.2 Emulsificantes.....	11
1.2.1 Características de los Emulsificantes.....	11
1.2.2 Tipos de Emulsificantes.....	12
1.3 Desemulsificantes.....	12
1.3.1 Características de los Desemulsificantes.....	13
1.3.2 Aplicación de los Desemulsificantes en la industria petrolera.....	13
1.4 Deshidratación y desalado del crudo.....	13
1.5 Equipos de Separación.....	16
1.5.1 Comparación de separadores verticales y horizontales.....	18
1.5.2 Eliminador de agua libre (FWKO).....	18
1.5.3 Tratadores.....	19
1.5.3.1 Principales problemas operativos.....	20
1.6 Que es la simulación.....	21
1.6.1 Simuladores profesionales.....	21
1.6.2 Simuladores de procesos estáticos y dinámicos.....	21

Tabla de Contenido

1.7 Simulador HYSYS.....	22
1.7.1 Paquetes de propiedades utilizados.....	23
1.7.2 Módulos fundamentales y formas de uso.....	26
1.8 Conclusiones derivadas del capítulo.....	28
Capítulo 2: Diseño Metodológico.....	29
2.1 Caso de estudio.....	29
2.2 Método de la investigación.....	29
2.3 Generalidades del Colector Central y la Batería.....	29
2.4 Muestra y técnicas usadas en la investigación	42
2.5 Recursos Materiales y Humanos.....	43
2.6 Procedimientos Experimentales.....	44
2.6.1 Determinación de la composición por cromatografía gaseosa.....	45
2.6.2 Determinación de la densidad.....	45
2.6.3 Metodología de medición del Separador (V-1700)	46
2.7 Metodologías de cálculos de los principales equipos.....	47
2.7.1 Cálculo del flujo másico de un pozo.....	47
2.7.2 Cálculo de un intercambiador de calor.....	47
2.7.3 Evaluación del Separador de agua libre y el tratador.....	54
Capítulo 3: Análisis de los Resultados.....	62
3.1 Caracterización del sistema.....	62
3.2 Evaluación del FWKO.....	63
3.3 Evaluación energética del Intercambiador de calor.....	67
3.4 Evaluación energética del Treater.....	74
3.5 Alternativas de mejoras.....	78
3.6 Análisis económico.....	78
3.7 Impacto Medioambiental.....	79

Tabla de Contenido

Conclusiones.....	80
Recomendaciones.....	81
Bibliografía.....	82
Anexos.....	84

Introducción

Introducción

El uso del petróleo por la humanidad es tan antiguo como la historia misma. Las culturas antiguas lo utilizaban para pegar objetos. Cinco mil años atrás, los sumerios usaban el asfalto para poner mosaicos en pisos y paredes. Los mesopotámicos usaban el bitumen para impermeabilizar los canales de agua, sellar las juntas de los botes de madera y construir carreteras. Los egipcios embalsamaban sus momias con asfalto. Para el año 1500 A.C., el estado del arte en la iluminación consistía en un recipiente con petróleo que ardía lentamente sin explotar. Los chinos fueron los primeros en descubrir depósitos subterráneos de petróleo y gas, en pozos de sal. En el año 600 A.C, Confucio escribió sobre pozos de 100 pies de profundidad que producían agua y gas natural a lo largo del borde del Tíbet (Hunt.J.M, 1996).

En la actualidad, muchos países dependen del petróleo y sus derivados; la estructura física y la forma de vida de las aglomeraciones periféricas que rodean las grandes ciudades son posibles gracias a un suministro de petróleo relativamente abundante y barato. Sin embargo, en los últimos años ha descendido la disponibilidad mundial de esta materia, y su costo relativo ha aumentado hasta alcanzar valores astronómicos.

Los recursos energéticos son el conjunto de medios con los que los países del mundo intentan cubrir sus necesidades de energía. La energía es esencial para el desarrollo social y el crecimiento económico. Proporciona necesidades y servicios básicos tales como calefacción, refrigeración, cocción de alimentos, iluminación y transporte, por lo que representa un factor de producción crítico en prácticamente todos los sectores de la industria. Con la intensa explotación de los pozos petrolíferos en todo el mundo, se estima que el petróleo se extinguirá entre los próximos 100 años en nuestro planeta. Este es un gran problema, ya que las necesidades y servicios básicos antes mencionados, se verían altamente amenazados, por la carencia o total desaparición de este combustible fósil, actual fuente de energía (E.d.Política, 2002).

Introducción

Para entender las necesidades de equipamiento de la industria del petróleo, es necesario tener una idea del proceso de extracción del crudo. Dependiendo de la zona donde se encuentra un yacimiento, y de su historia de producción, la forma de extracción del petróleo puede clasificarse en primaria, secundaria, o terciaria. En la primaria, el petróleo sube sólo a la superficie empujado por la presión del gas almacenado sobre él y/o del agua almacenada debajo. Cuando este empuje decae, con la consiguiente degradación del rendimiento del pozo, se debe recurrir a métodos de la etapa secundaria, como la reinyección de agua en el yacimiento para mantener su presión interna. En la última etapa de explotación, la llamada terciaria, se recurre a métodos más complejos, que incluyen por ejemplo la combustión controlada en el seno de la formación. Debido a que el agua está casi siempre presente en el proceso, es usual que el crudo salga del pozo acompañado entre otras cosas por cierta cantidad de agua, dando lugar al llamado corte de agua. Este corte de agua puede ser muy grande, superando en proporción al propio petróleo, sobre todo en yacimientos con gran historia de producción, usualmente bajo extracción secundaria. El fenómeno (indeseable) que lleva a que el pozo produzca agua y gas además de petróleo se denomina conificación, nombre que refiere a la forma característica de la deformación local de las interfaces agua-petróleo-gas en las cercanías del pozo. El agua extraída junto con el petróleo, a la que denominaremos agua producida, aparece presente en la mezcla en las siguientes tres condiciones: libre, emulsionada, y disuelta. El agua libre es la que aparece en forma de gotas relativamente grandes que son fácilmente separables por gravedad en cuestión de minutos en un tanque con flujos lentos y libres de turbulencia. El agua emulsionada está presente en forma de gotas más pequeñas que pueden tardar horas e incluso días para separarse en las mismas condiciones. Finalmente, el agua disuelta se considera no separable, aunque por su escasa cantidad no suele afectar la calidad del crudo procesado. Una parte importante de los equipos que se encuentran aguas abajo de los pozos están pensados justamente para separar el petróleo del agua producida. En una primera etapa se efectúa una separación relativamente rápida del agua libre, en los equipos denominados *Free-Water Knock-Out (FWKO)* usualmente presentes en forma de largos cilindros horizontales. El petróleo resultante es enviado a otro tipo de equipos denominados deshidratadores, que se ocupan de remover el agua emulsionada. El agua recuperada del FWKO, por otro lado, debe ser limpiada de restos de petróleo para su disposición final o reinyección en los pozos (Candoit, 2016).

Introducción

El empleo del petróleo en Cuba, ha tomado una importancia vital, pues el mismo se utiliza para la generación eléctrica. Las termoeléctricas nacionales de Matanzas y Santa Cruz del Norte utilizan en la actualidad crudo nacional. Además, se emplea crudo nacional en fábricas de cemento, y un porcentaje de este crudo es refinable, por lo que cada gota de petróleo recobrada es de vital importancia para el país. Por estas razones, en Cuba se toman decisiones y se llevan a cabo las acciones necesarias para aumentar la producción de crudo nacional.

A principio de la década del 90 se descubre el yacimiento de petróleo de Puerto Escondido. Inicialmente la recolección de este crudo era abierta y se efectuaba en tanques individuales, donde su evacuación se realizaba directamente desde los pozos, pues el petróleo tenía la calidad necesaria (menos de 1,5 por ciento de agua volumétrico) para ser almacenado y transportado por pailas para la venta sin la necesidad de ser tratado. En 1997, en este yacimiento se introdujo por primera vez en nuestro país la tecnología de perforación horizontal, que ofrece como ventaja la entrega de mayores volúmenes con respecto a los pozos convencionales. Con la expansión de la perforación y la entrega de nuevos pozos hubo un incremento en el agua del campo hasta un 3,5 por ciento promedio, lo que hizo necesario crear las facilidades de tratamiento de crudo en esta área para cubrir los requisitos de calidad para su venta. Es necesario aclarar que esta agua se encuentra en los yacimientos formando una emulsión con el crudo. Para esto se contrató una empresa de proyectos canadiense con el objetivo de buscar financiamiento y una mayor eficiencia en el proceso de tratamiento con una tecnología automatizada y de menores tiempos de residencia (Beltrán, 2003).

El proceso de producción de petróleo en nuestra empresa, consta de dos etapas: la primera abarca la extracción, recolección y separación primaria de gas en los centros colectores y la segunda es el tratamiento termoquímico de las emulsiones agua en petróleo, presentes en el fluido de producción.

La planta de procesamiento de crudo constituye la fase final del tratamiento del petróleo crudo por toda la EPEPO, de ella depende que el petróleo cumpla con los parámetros de calidad para ser vendido. El término tratamiento, se refiere al procedimiento designado para separar agua, sales, arena, sedimentos y otras impurezas del petróleo que garanticen la calidad final de venta. El tratamiento comienza con la etapa de calentamiento, la misma es la encargada de favorecer la ruptura de las emulsiones agua-petróleo. La temperatura

Introducción

define los resultados y la eficiencia en el proceso de tratamiento, disminuyendo la viscosidad y la diferencia de densidad entre el agua y el crudo, además de favorecer los procesos de coalescencia y floculación de la emulsión.

El campo petrolero de Puerto Escondido está compuesto en la actualidad por un total de 13 pozos en activo. De ellos el pozo CAS-2X que pertenece a PETRAF, PE-4 perteneciente a Cupet y el resto son de Sherrit. El BSW del campo oscila entre 1 y 85 por ciento. Por su ubicación geográfica el campo se divide en Este y Oeste. En la zona OESTE se encuentra ubicado el Campo PE-1 donde se encuentran activos los pozos CAS-2X, PES-17 RE2, PE-15. Para la zona ESTE tenemos Campo PE-2 con los pozos PE-18, PE-120, PES-122, PE-4. Campo PE-3 posee solo 2 pozos activos que son PES-12 RE y PE-19. Campo PE- 4 donde se ubican PE-20, PE-21, PE-22 y PES-26. Debido al envejecimiento y deterioro de los equipos que intervienen en el proceso de separación los parámetros de diseños de estos se han visto afectados trayendo como consecuencia la siguiente problemática (Lhene, 2003).

Situación problemática:

La Empresa de Perforación y Extracción de Occidente tiene la necesidad de lograr una mayor eficiencia en la separación del agua en el crudo del Campo Petrolero de Puerto Escondido con vistas a lograr los parámetros de procesos establecidos por diseño.

Problema Científico:

¿Cómo lograr la mejora del proceso de separación de agua en el crudo del Campo Petrolero de Puerto Escondido?

Hipótesis:

De efectuarse una correcta evaluación simulada y análisis del proceso de separación de agua se obtendrían posibles acciones o soluciones a tomar.

Objetivo General:

Evaluar el rendimiento del proceso de separación del agua en el Campo Petrolero de Puerto Escondido mediante la simulación.

Introducción

Objetivos específicos:

1. Realizar una simulación de los equipos que intervienen en el proceso de separación con la ayuda del software HYSYS.
2. Analizar el porcentaje histórico de separación de agua en el crudo alcanzado en un periodo de tiempo.
3. Realizar una evaluación técnica de los equipos fundamentales que intermedian el proceso.

Estructura por Capítulos:

La presente investigación está estructurada a lo largo de tres capítulos:

El trabajo se desarrolla en tres capítulos, Análisis Bibliográfico, Materiales y métodos y Discusión de los Resultados, los cuales se apoyan en informaciones brindadas en los anexos.

En el **capítulo 1:** Se determina el estado del arte sobre la temática en estudio en cuba y el mundo, así como las tecnologías asociadas al proceso de separación

En el **capítulo 2:** Está todo lo relacionado con la metodología empleada en la investigación, se exponen los métodos, técnicas, instrumentos y procedimientos utilizados en la recopilación de datos, procesamiento de los mismos, así como el análisis e interpretación.

En el **capítulo 3:** Se hace un análisis de los resultados, se realiza la simulación del proceso de separación. Partiendo de esto se hacen las propuestas de las medidas a tomar para mejorar la separación, además se muestran los riesgos y el impacto ambiental que provoca la actividad petrolera en el área.

Capítulo 1

Capítulo: 1 Análisis Bibliográfico

El objetivo más importante de cualquier instalación de producción es la separación del agua y otras materias extrañas del crudo producido. La ruptura de las “emulsiones crudo y agua” constituye uno de los problemas más retadores en la producción de petróleo hoy en día.

Durante la vida productiva de un pozo de crudo o gas se llega a una etapa donde el agua es coproducida en cantidades inaceptables. Esta agua coexiste con los hidrocarburos en el reservorio y gradualmente se infiltra en la región portadora de hidrocarburos en la formación. Finalmente, esta agua se convierte en parte de la producción de los pozos independientemente del método de recuperación.

La Figura 1.1 muestra una vista simplificada de como el agua puede ser producida. En las etapas primarias de vida de un campo productor algunos pozos que son perforados cerca del nivel de contacto agua / crudo comenzarán a producir agua. Otros pozos perforados más alto en el reservorio producirán crudo seco. Posteriormente a medida que el reservorio comienza a agotarse la interface agua – crudo se eleva hasta que los pozos más altos en el reservorio comienzan a producir agua. En algunos casos es posible excluir alguna o parte del agua taponando la parte más baja del pozo con cemento y perforando un intervalo más alto en la formación. Esto al menos puede demorar la invasión de agua por un tiempo.

Los métodos de recuperación secundaria y terciaria son otra causa para la invasión de agua. Estos métodos son empleados para aumentar la cantidad de crudo recuperado del reservorio e implican diferentes técnicas. Un grupo de estos métodos requiere de la inyección de agua o vapor en el reservorio, por supuesto, el agua es producida de nuevo con el crudo (Capacitación, 2003).

Capítulo 1

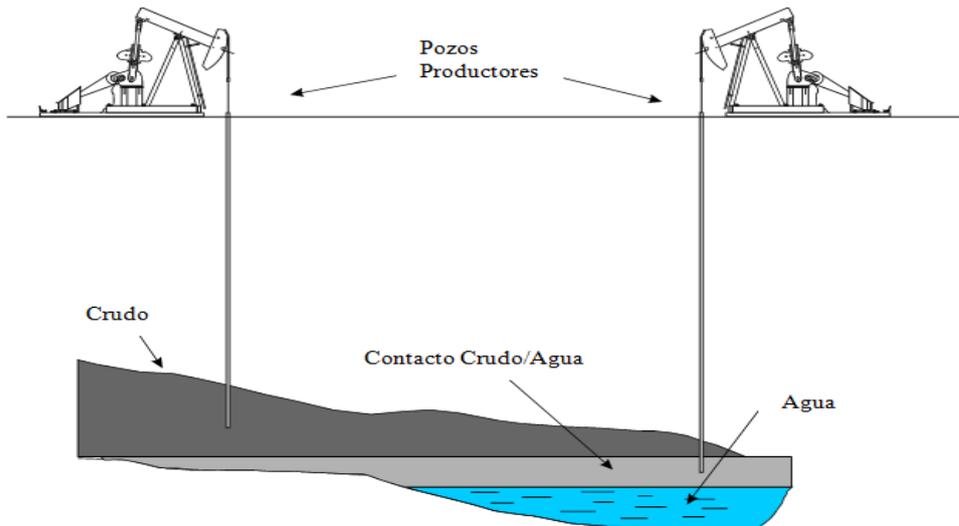


Figura 1.1 Producción de agua

El crudo que sale de la instalación de producción tiene que cumplir con especificaciones de bajo contenido de agua. Altos niveles de agua en el crudo de exportación reducen severamente la capacidad de bombeo y transportación, aún en pequeñas cantidades el agua emulsificada en el crudo incrementa el costo del bombeo debido al alto volumen y el incremento de la viscosidad del crudo. Adicionalmente la alta salinidad del agua causa corrosión y desprendimiento de metal en las operaciones aguas abajo. Es por lo tanto necesario eliminar el agua y la sal asociada del crudo.

La producción de crudo inmisible y agua en los chokes y válvulas del cabezal del pozo junto con la acción simultánea de corte y reducción de presión usualmente produce mezclas estables agua en crudo. La estabilidad relativa de estas mezclas depende de muchos factores como el corte de agua, la naturaleza de las sales presentes, la viscosidad del crudo y en particular la presencia de surfactantes indígenas en el crudo.

Parte del agua no se mezcla con el crudo para dar emulsión estable, esta agua libre se separa fácilmente del crudo. Más a menudo las condiciones de producción son tales que se forma una mezcla estable. Tal mezcla es llamada emulsión y debe ser especialmente tratada antes de que la separación ocurra (Capacitación, 2003).

Capítulo 1

1.1 Emulsión y tipos de emulsiones

Una emulsión es una mezcla de dos líquidos insolubles, uno disperso en forma de gotas en el otro. El líquido que se rompe en gotas es conocido como disperso o fase interna, mientras que el medio alrededor se conoce como continuo o fase externa. Las emulsiones que se forman en las operaciones de producción de petróleo son predominantemente agua en crudo (anexo1) (Capacitación, 2003).

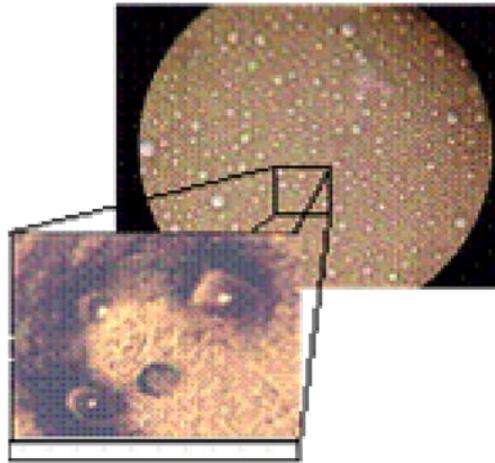


Figura 1.2 Microfotografía de una emulsión agua en petróleo crudo.

Tipos de emulsión

Las emulsiones se clasifican según cuál es la fase dispersa y cual la continua.

1. Emulsión agua en crudo (W/O)

Agua dispersa en crudo, el agua es la dispersa o fase interna y el crudo es la continua o fase externa.

Este tipo es usualmente conocido como “emulsión regular” o emulsión continua de crudo. Estas emulsiones son las más frecuentes cuando se produce agua y crudo. La emulsión cruda en agua puede contener 90% o más de agua. El tratamiento de esta emulsión es conocido como deshidratación.

Capítulo 1

2. **Emulsión crudo – en agua (O/W)**

El crudo se dispersa en agua, es el disperso o fase interna, mientras que el agua es la continua o fase externa.

Este tipo también se conoce como emulsión reversa o emulsión de agua continua. Estas emulsiones existen de manera natural en ciertas partes del mundo, también pueden encontrarse en el agua que ha sido separada del crudo durante la deshidratación. Su tratamiento es a veces conocido como eliminación de crudo (Capacitación, 2003).

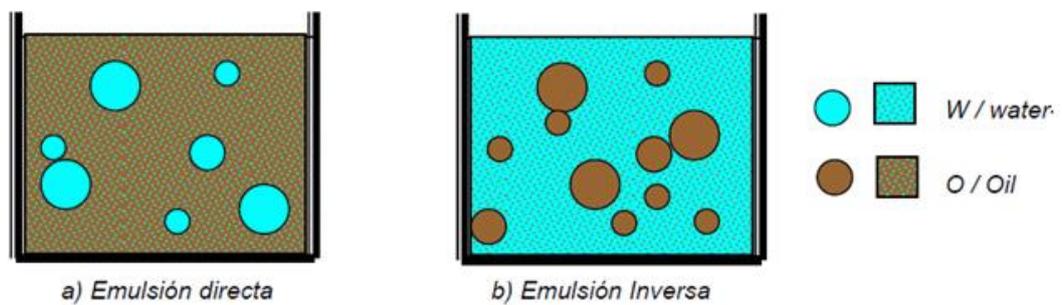


Figura 1.3 Tipos de emulsion

3. **Emulsiones Multi - Fase**

No es extraño encontrar ambos tipos de emulsiones, agua en crudo y crudo en agua, ocurriendo simultáneamente. Frecuentemente en el sistema de crudo de desecho y en los tanques de almacenamiento donde varias emulsiones se han mezclado y estado juntas por cierto tiempo. También pueden resultar de varios procesos de recuperación secundarios y terciarios.

Capítulo 1

➤ **Existen tres requisitos esenciales para formar una emulsión:**

Una emulsión estable es aquella que no se rompe sin algún tipo de tratamiento.

Para su formación se requieren tres condiciones:

- ✓ Dos líquidos inmiscibles, como el agua y el aceite.
- ✓ Suficiente agitación para dispersar uno de los líquidos en pequeñas gotas en el otro.
- ✓ Un agente emulsionante para estabilizar las gotas dispersas en la fase continúa (Capacitación, 2003).

1.1.2 Estabilidad de las emulsiones

La estabilidad de una emulsión puede depender de un número de factores:

1. Estabilidad del agente emulsificante.
2. Tamaño de las gotas dispersas.
3. Viscosidad de la fase continúa.
4. Diferencia de densidad entre ambos líquidos.
5. Relación de la fase dispersa con la emulsión total.
6. Edad de la emulsión.

Las emulsiones con gotas pequeñas (usualmente resultado de fuerte agitación) son generalmente más estables. Aunque la mayoría de las emulsiones contiene gotas de tamaño variable la más estable contiene gotas relativamente más pequeñas.

La viscosidad de la fase continua juega un doble papel en la estabilidad de la emulsión. Similares agitaciones en crudos más viscosos crean gotas de mayor tamaño que en los menos viscosos. La viscosidad, no obstante, inhibe la capacidad de las gotas de unirse o establecerse y también hace la capa que rodea las gotas más difíciles de romper (Lipeza, 2002).

Capítulo 1

1.2 Emulsificantes

Existen sustancias, denominadas emulsificantes, que al añadirlas a una emulsión logran estabilizarla. Lo consiguen impidiendo que las pequeñas gotitas se unan unas a otras.

1.2.1 Características de los Emulsificantes

El típico emulsificador es un agente activo de superficie o surfactante. Las moléculas del surfactante son anfipáticas, es decir, una parte de su molécula es hidrofílica o soluble en agua y la otra es lipofílica o soluble en aceite. Los surfactantes estabilizan las emulsiones por migración a la interfase aceite-agua y forman una película interfacial alrededor de las gotas. Las moléculas de surfactantes se alinean ellas mismas en la interfase polar hidrofílica, en la fase acuosa y la no polar hidrofóbica, en la fase aceite. Esta película estabiliza la emulsión debido a las siguientes causas:

- ✓ Reduce las fuerzas de tensión superficial que se requiere para la coalescencia de las gotas. Este decrecimiento en la tensión superficial puede ser dramático.
- ✓ Añadiendo menos de 1 % de un surfactante puede reducir la tensión superficial de las gotas de petróleo de 30 – 35 mN/m.
- ✓ Forman una barrera viscosa que inhibe la coalescencia de las gotas. Este tipo de película ha sido comparada como una envoltura plástica.
- ✓ Si el surfactante es polar, alineado en la superficie de las gotas de agua, su carga eléctrica provoca que se repelan unas gotas con otras

Capítulo 1

1.2.2 Tipos de Emulsificantes

La propiedad principal que da estabilidad a las emulsiones son los agentes emulsificantes, para la industria petrolera son numerosos y pueden ser clasificados de la siguiente manera:

- ✓ *Compuestos naturales de superficie activa*; tales como asfáltenos y resinas conteniendo ácidos orgánicos y bases, ácidos nafténicos, ácidos carboxílicos, compuestos de sulfuro, fenoles, cresoles y otros surfactantes naturales de alta masa molecular.
- ✓ *Sólidos finamente divididos*, tales como arena, arcilla, finos de formación, esquistos, lodos de perforación, fluidos para estimulación, incrustaciones minerales, compuestos de corrosión (por ejemplo, sulfuro de hierro, óxidos), parafinas, asfáltenos precipitados. Los fluidos para estimulación de pozos son notablemente efectivos para formar emulsiones muy estables.
- ✓ *Químicos añadidos*; tales como inhibidores de corrosión, biocidas, limpiadores, surfactantes y agentes humectantes.

1.3 Desemulsificantes

Los compuestos químicos desemulsificantes son agentes activos de superficie, similares a los emulsificadores.

Las teorías de cómo actúan los desemulsificantes están incompletas. Estas teorías fallan al pretender explicar el funcionamiento de los diferentes tipos de compuestos químicos. Sin embargo, dos generalidades son válidas:

- ✓ Primero; los desemulsificantes efectivos tienen alta masa molecular y son comparables a los surfactantes naturales.
- ✓ Segundo; usados como emulsificadores, los desemulsificantes tienden a producir emulsiones inversas (w/o).

Capítulo 1

1.3.1 Características de los desemulsificantes

Los desemulsificantes tienen tres acciones principales:

- ✓ Fuerte atracción hacia la interface petróleo agua; deben desplazar y/o neutralizar los emulsificadores presentes en la película de la interface.
- ✓ Floculación: neutralizan las cargas eléctricas repulsivas entre las gotas dispersas, permitiendo el contacto de las mismas.
- ✓ Coalescencia: permiten que pequeñas gotas se unan a gotas más grandes que

tengan suficiente peso para asentarse. Para esto se requiere que la película que rodea y estabiliza las gotas sea rota.

1.3.2 Aplicación de los desemulsificantes en la industria petrolera

Una de las operaciones industriales donde los desemulsificadores ó surfactantes aparecen como un producto milagroso es la deshidratación de crudo. En efecto, el petróleo llega a la superficie bajo forma de una emulsión agua en petróleo y es por lo tanto indispensable eliminar el agua hasta un máximo de 1% BSW, para cubrir especificación de venta (Learning.I, 2007).

1.4 Deshidratación y desalado del crudo

La dificultad que se presenta en el manejo de petróleo crudo lo constituye el agua salina que se emulsiona en el petróleo. El petróleo crudo contiene como impureza agua salina que proviene normalmente del fondo de la formación geológica de la cual se extrae. Junto con esa impureza se arrastran porciones de sales cristalizadas. El contenido de sal representa uno de los contaminantes más significativos que originan ataque corrosivo a líneas y equipos.

Capítulo 1

El proceso de deshidratación del crudo (tratamiento), no es más que lograr la remoción total o parcial del agua libre y el agua emulsionada, hasta lograr que este crudo se encuentre dentro de los parámetros de calidad fijados en el mercado internacional para su comercialización. Además del agua durante el proceso también se eliminan sales, arenas, sedimentos y otras impurezas que se incorporan al crudo durante su extracción. Dependiendo del tipo de petróleo y de la disponibilidad de recursos se combinan cualquiera de los siguientes métodos típicos de deshidratación de crudo (W.C, 2007).

1. Tratamiento químico:

El tratamiento químico consiste en aplicar un producto desemulsionante sintético denominado en las áreas operacionales de la industria petrolera como “química deshidratante”, el cual debe ser inyectado tan temprano como sea posible a nivel de superficie o en el fondo del pozo. Esto permite más tiempo de contacto y puede prevenir la formación de emulsión corriente abajo. La inyección de desemulsionante antes de una bomba, asegura un adecuado contacto con el crudo y minimiza la formación de emulsión por la acción de la bomba. Los desemulsificantes deben ser dosificados en forma continua en la relación determinada por prueba de botella y/o pruebas de campo. La dosificación en forma de choque no es muy recomendable. Los rangos de dosificación pueden variar de 2 a 200 ppm, aunque generalmente se dosifican en un rango de 10 a 60ppm. Por lo general los crudos pesados requieren mayor dosificación que los crudos ligeros (Mottram, 2002).

➤ ***Ventajas del tratamiento químico:***

- ✓ La formación de las emulsiones puede ser completamente prevenida dosificando los desemulsificantes desde una etapa temprana del tratamiento.
- ✓ La emulsión puede ser rota en frío, reduciendo los costos de calentamiento de la emulsión y la pérdida de gravedad asociada con el calentamiento.

➤ ***Desventajas del tratamiento químico:***

- ✓ Una sobredosificación puede producir nuevas emulsiones que son a menudo más difíciles de romper que las emulsiones originales

Capítulo 1

2. Tratamiento eléctrico.

El tratamiento electrostático no se incluye en el análisis de la tecnología de tratamiento, debido que el mismo solo es aplicable en petróleos menos del 5 por ciento de agua y sedimentos, este método es utilizado como la primera etapa del proceso de refinación. Para el tratamiento eléctrico se utilizan equipos denominados deshidratadores electrostáticos, y consiste en aplicar un campo eléctrico para acelerar el proceso de acercamiento de las gotas de la fase dispersa (Natco, 2007).

3. Tratamiento térmico.

Los tratadores - calentadores pueden ser de tipo directo e indirecto en función de la forma en que se aplica el calor. En los calentadores - tratadores de tipo directo el calor es transferido por contacto directo de la corriente alimentada al equipo con el agente de calentamiento por lo general vapor de agua. En el caso de los indirectos la transferencia de calor es a través de una superficie. El primero de estos tratamientos presenta problemas de sedimentos y de corrosión pueden manejar mayores volúmenes de fluidos con menor gasto de combustible que los calentadores indirectos. En general el calentamiento ya sea de tipo directo o indirecto tiene las siguientes ventajas:

- ✓ Reduce la viscosidad de la fase continua: un incremento en la temperatura de 10 °C disminuye la viscosidad de la emulsión por un factor de 2.
- ✓ Incrementa la diferencia de densidad entre la salmuera y el crudo.
- ✓ Promueve una mejor distribución del demulsificante.
- ✓ Disuelve las parafinas cristalizadas que le dan estabilidad a las emulsiones
- ✓ Debilita la película de emulsificante que rodea a las gotas de agua.

➤ **inconvenientes del calentamiento:**

- ✓ Incrementa los costos asociados al tratamiento del combustible.
- ✓ Requieren mayor instrumentación y control.
- ✓ Causa deposiciones de carbón (coke).
- ✓ Provoca la migración de los compuestos más volátiles del crudo hacia la fase gaseosa. Esta pérdida de compuestos ligeros en el crudo provoca una

Capítulo 1

disminución de volumen del crudo calentado (encogimiento) y el aumento de su densidad (Marfisi, 2004).

1.5 Equipos de Separación

Un separador es una parte del equipamiento de proceso diseñada para separar diferentes fases del fluido de la corriente del proceso. Se producen en varios tipos y tamaños, son llamados de diferentes formas

- ✓ Tanques Acumuladores
- ✓ Tanques de separación instantánea
- ✓ Tanques de desechos
- ✓ Tanques Coalescentes
- ✓ Tanques Despojadores

Se clasifican generalmente por su forma y actitud (horizontal o vertical) y por el número de fases que separan, si son dos fluidos como gas y petróleo se les llama bifásicos, si se segregan tres fluidos (gas, petróleo y agua) son trifásicos. El número de fases se refiere a las corrientes existentes en el recipiente no a las presentes en la entrada.



Figura 1.4 Separador Vertical

La mezcla de fluidos entra por un punto intermedio del separador (sección de separación primaria) y al hacerlo pasa por el degasificador el cual se encarga de distribuir el chorro de fluido que está entrando y facilitar así la separación del gas y el líquido que vienen libres además de mejorar la posibilidad de escape del gas del líquido (gas que aún no se

Capítulo 1

ha liberado). Algunas veces al entrar el fluido al separador no pasa por elemento degasificador, especialmente cuando hay poco gas, sino que más bien el chorro de líquido al entrar choca contra una placa deflectora o contra un elemento giratorio buscando con esto distribuir la dirección de flujo en el primer caso o generar fuerza centrífuga en el segundo caso (González Hernández, 2002).



Figura 1.5 Separador Horizontal

Se usan generalmente cuando la producción de gas empieza a ser alta, la producción de líquido es más o menos uniforme y no se presentan variaciones bruscas en el nivel de fluido dentro del separador. Cuando hay producción alta tanto de líquido como de gas se usan los separadores horizontales de dos tubos en el cual en el tubo superior se maneja el gas y en el inferior el líquido (González Hernández, 2002).

1.5.1 Comparación de separadores verticales y horizontales

➤ **Separadores verticales:**

- ✓ Para altas relaciones gas – líquido o grandes variaciones de flujo de gas.
- ✓ Mayor facilidad para el control de nivel de líquido y para instalar la instrumentación.
- ✓ Bajo requerimiento de espacio horizontal.

Capítulo 1

- ✓ La capacidad de separación de gas no se afecta por las variaciones del nivel de la fase líquida.
- ✓ Fácil remoción de sólidos acumulados

➤ **Separadores horizontales:**

- ✓ Para bajas relaciones gas – líquido
- ✓ Bajo requerimiento de espacio vertical
- ✓ Menor costo de fundaciones
- ✓ Capaces de manejar grandes cantidades de líquido o de variaciones de flujo de líquido
- ✓ Fácil desgasificación del líquido y manejo de espuma (schlumberger, 2016).

1.5.2 Eliminador de agua libre (FWKO)

El FWKO es el primer recipiente dentro del proceso que separa el agua libre y el gas libre de los fluidos producidos que llegan de los pozos. El gas libre es extraído de la parte superior del recipiente mientras que el agua libre es eliminada por el fondo del mismo. El término “libre” significa el agua o el gas no atrapado en la emulsión. La emulsión dentro del recipiente flota en la parte superior del agua libre y se derrama por el sumidero en la sección de emulsión del recipiente. El agua y el gas atrapados en la emulsión no se consideran libres.

Para ayudar en la eliminación del agua y el gas dentro de la emulsión se emplea una combinación de calor y productos químicos. El calor es suministrado por medio de tubos de fuego dentro del FWKO y los químicos son inyectados aguas arriba del recipiente.

Capítulo 1

Como mencionamos el gas libre se separa de la misma forma que el agua libre lo hace y se acumula en la parte superior del recipiente. Este gas proporciona la necesaria contrapresión en el recipiente para expulsar al agua y a la emulsión del FWKO. Para lograr esto la presión del gas (contrapresión) es controlada para mantener suficiente presión en el FWKO.

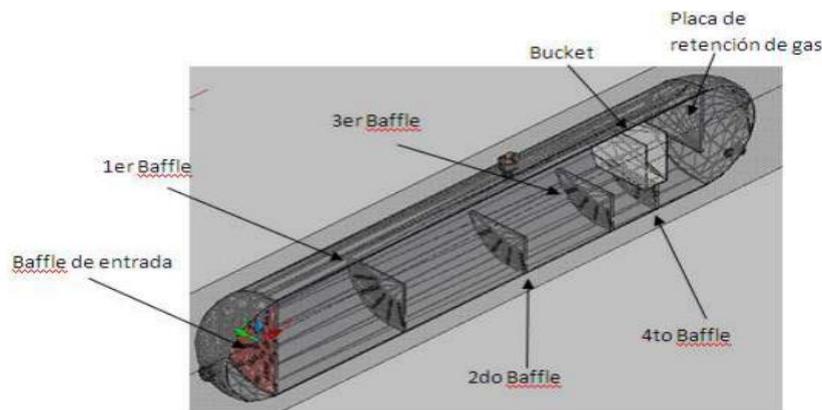


Figura 1.6 Posición de los baffles en un Separador trifásico

1.5.3 Tratadores

Los tratadores son separadores trifásicos y son el segundo paso en el procesado de la emulsión. El gas en la emulsión será separado y recogido en la parte superior del tratador. El agua es recogida en el fondo del recipiente, mientras que el crudo flota sobre el agua. Conjuntamente con el uso de un demulsificante, el calor de los tubos de fuego romperá la tensión superficial que mantiene al agua y las partículas de petróleo juntas.

El calor aplicado a la emulsión por los tubos de fuego también libera el gas atrapado en la emulsión permitiendo su recolección en la parte superior de los tratadores. Esta fase de gas es regulada por contrapresión para forzar el crudo y el agua fuera de los tratadores (Mottram, 2002).

Para facilitar la separación del agua, la emulsión se calienta en el Treater hasta 135°C a 4.7 kg/cm² de presión. Este calentamiento ayuda a reducir las partículas de agua atrapadas en la emulsión disminuyendo la tensión superficial que mantiene juntas a las partículas de agua y petróleo.

El Treater está equipado con baffles verticales internos de acero inoxidable. Estos baffles están diseñados para cambiar suavemente la dirección del flujo laminar de la emulsión

Capítulo 1

sin crear agitación o turbulencia. Por intermedio de éste cambio de dirección del flujo laminar, las fases son obligadas a coalescer. Esto significa que el gas se combina con gas, de la misma manera que el agua con agua, y petróleo con petróleo. El flujo laminar, es un régimen en el cual el fluido, ya sea líquido o gas, se mantiene calmo, sin crearse torbellinos o mezclándose (Tecnología, 2007).



Figura 1.7 Tratadores

1.5.3.1 Principales problemas operativos

Emulsiones: Incluyen polvos, suciedad, resinas, parafinas, asfaltenos, ácidos nafténicos y sustancias solubles en petróleo, pero insoluble en agua.

Formación de Espuma: Afecta el desempeño del separador para manejar mezclas gas-líquido.

Flujo de Avance: Son líneas de fluido bifásicos que muestran tendencias a un tipo de flujo inestable de oleaje. Su presencia requiere incluir placas rompe olas en el separador.

Materiales Pegajosos: Por su naturaleza los crudos paranínicos pueden presentar problemas operativos, debido a que el material pegajoso se incrusta en los elementos internos.

Impurezas: Cuando se manejan crudos y productos sucios, es recomendable tener en los separadores un sistema interno de tuberías que permita la inyección de agua, vapor o solventes que se depositan en el equipo durante su operación o para desalojar a los hidrocarburos.

Capítulo 1

1.6 Que es la simulación

Existe un gran número de definiciones del término simulación y a continuación se dan algunas de ellas. La primera es una definición muy general de este término. La simulación es el acto de representar algunos aspectos del mundo real por números o símbolos los que pueden ser manipulados para facilitar su estudio.

La simulación de un proceso químico tecnológico está relacionada con un modelo matemático que representa lo más fielmente posible al sistema. Además, manifiesta el carácter experimental de la simulación en la posibilidad de cambiar los parámetros del modelo y obtener diferentes resultados para su posterior estudio y análisis. Otro aspecto importante de estas definiciones es que los resultados de la simulación no tienen que corresponder con el sistema real, aunque permiten conocer mejor el sistema bajo estudio y establecer las tendencias principales que allí ocurren (Morón Álvarez, 2005).

1.6.1 Simuladores profesionales

El surgimiento de modelos capaces de predecir con gran exactitud los fenómenos fisicoquímicos, unido al desarrollo de las herramientas de computación ha permitido la aparición de productos informáticos capaces de simular con gran exactitud el comportamiento de un sistema químico y la operación a que son sometidos durante un proceso industrial.

Este tipo de herramienta permite al usuario diseñar o verificar plantas de tratamientos y además permite contar con información económica asociada a la misma. Los resultados que ofrecen presentan desviaciones con la realidad debido a que los modelos empleados no son del todo exactos pues no tienen en cuenta todas las variables que intervienen pero que gracias a la computación se pueden complicar cada vez más y lograr algoritmos de cálculos más exactos (Prosys, 2012).

1.6.2 Simuladores de procesos estáticos y dinámicos

Estos permiten la realización de balances rigurosos de masas y energía para una amplia gama de procesos químicos y petroquímicos. De estos balances se obtienen los datos básicos para el dimensionamiento de líneas, instrumentos y equipos.

Capítulo 1

Ejemplos de simuladores profesionales:

➤ **Estacionarios**

- ✓ Aspen Plus (Aspentech)
- ✓ Design II de Winsim
- ✓ Pro/II de simulations Sciences Inc.

➤ **Dinámicos**

- ✓ Aspen Plus Dynamics (Aspen technologies)
- ✓ Design II de Winsim
- ✓ Dynsim de simulations Sciences In

1.7 Simulador HYSYS

Entre los simuladores profesionales más empleados en la actualidad se encuentra HYSYS, de Hyprotech Technologies y actualmente absorbido por Aspen Technologies. Su facilidad de uso, así como la exactitud en los resultados obtenidos han sido la base de su elección.

HYSYS es un programa interactivo orientado a objetos que difiere de la mayor parte de los simuladores interactivos en dos aspectos principales. En primer lugar, cuenta con la estructura para interpretar los comandos en forma automática, es decir, ejecutarlos en el momento que recibe la información. El resto de las opciones disponibles requieren de un botón “correr”, el cual debe presionarse cada vez que se ingresan datos nuevos. Por otro lado, HYSYS cuenta con la capacidad de ejecutar todos los cálculos relacionados con las modificaciones de cualquier punto del proceso en forma bidireccional, o sea, tanto para los procesos posteriores como para los predecesores. Gracias a esto HYSYS reduce la necesidad de cálculos iterativos con lo que incrementa la velocidad de respuesta.

Asimismo, la capacidad de seccionar el diagrama de flujo permite utilizar diferentes opciones de simulación a lo largo del proceso (Udlap, 2014).

HYSYS es capaz de simular una amplia variedad de operaciones de transformación física, gracias a los módulos definidos en su base de datos. Por ejemplo: compresores, bombas, turbinas, válvulas, intercambiadores de calor de diversos tipos como calderas, evaporadores. Es importante destacar que HYSYS a diferencia de otros simuladores cuenta con un módulo diferente para los calentadores y enfriadores. De igual manera

Capítulo 1

cuenta con mezcladores, divisores de flujo, separadores flash, columnas de destilación y absorción e incluso torres de enfriamiento

Para el caso en que además de las operaciones unitarias mencionadas el proceso que se desea simular cuenta con reacciones químicas es necesario modificar el procedimiento anteriormente expuesto. A fin de simular un reactor químico se requiere introducir al sistema las reacciones que se verificarán. Con este propósito existe el paquete de Reacciones, al cual se tiene acceso desde el menú de predicción de propiedades. A fin de modelar exitosamente un amplio rango de reacciones HYSYS cuenta con cuatro diferentes módulos. (Autores, 2002).

1.7.1 Paquetes de propiedades utilizados.

Los paquetes de propiedades disponibles en HYSYS permiten predecir las propiedades de un listado de mezclas, comprendidas desde sistemas de hidrocarburos ligeros bien definidos hasta mezclas complejas y sistemas químicos altamente no ideales (no electrolíticos).

El HYSYS suministra ecuaciones de estado vinculadas entre sí, para el riguroso tratamiento de los sistemas de hidrocarburos tales como (Autores, 2002).

- Modelos semi empíricos y presión de vapor para sistemas más pesados.
- Correlaciones de vapor para una predicción específica del vapor.
- Modelos de coeficiente de actividad para sistemas químicos.

Peng Robinson (PR) es el paquete específico recomendado para petróleo, gas y aplicaciones petroquímicas, el cual resuelve rigurosamente cualquier sistema simple, de dos o tres fases con un alto grado de eficiencia y repetibilidad (Autores, 2002).

La ecuación de estado PR puede ser enlazada para el cálculo del equilibrio de fases para sistemas de bajas temperaturas hasta sistemas de depósito (reservoir) de alta temperatura y presión. Predice satisfactoriamente la distribución de componentes para sistemas de petróleo pesado, sistemas acuosos glicol-etanol y sistemas de gases ácidos y amargos,

Capítulo 1

aunque modelos específicos de agua ácida están disponibles para tratamientos más especializados (Autores, 2002).

Las ecuaciones de estado Peng-Robinson PR y Stryjek-Vera (PRSV) ejecutan cálculos rigurosos de los separadores de tres fases para sistemas acuosos que contienen agua, metanol o glycoles, así como otros sistemas que pueden contener hidrocarburos en la segunda fase líquida (Autores, 2002).

La ecuación de estado PRSV es una segunda modificación, derivada de la ecuación de estado PR la cual extiende la aplicación del método original de PR para sistemas moderadamente no ideales (Autores, 2002).

Esta ha sido empleada para determinar las curvas de presiones de vapor de sustancias puras y mezclas más exacto que el método de PR, especialmente a bajas presiones de vapor (Autores, 2002).

La misma se ha extendido a la manipulación de sistemas no ideales dando tan buenos resultados como los obtenidos exitosamente por las funciones de energía de Gibbs como por las ecuaciones de Wilson, NRTL o UNIQUAC (Autores, 2002).

El PR puede ser utilizado para sistemas crudos, los cuales han sido tradicionalmente modelados con modelos de paquetes termodinámicos duales (un modelo de actividad representando las propiedades del modelo de la fase líquida y una ecuación de estado del gas ideal para el comportamiento de la fase vapor). Estos modelos no son confiables para sistemas de finales ligero o cuando aparecen regiones críticas (Autores, 2002).

La ecuación generalizada de PR es la siguiente:

$$P = \frac{R \cdot T}{Vc - b} - \frac{a(T)}{Vc \cdot (Vc + b) + b \cdot (Vc - b)} \quad (1.1)$$

donde:

$$a(T) = 0.45724 \cdot \frac{R^2 \cdot Tc^2}{Pc} \cdot \alpha(T) \quad (1.2)$$

Capítulo 1

$$b = 0.07780 \cdot \frac{R \cdot T_c}{P_c} \quad (1.3)$$

$$\alpha(T) = \left[1 + k * \left[1 - \sqrt{\frac{T}{T_c}} \right] \right]^2 \quad (1.4)$$

$$k = 0.37464 + 1.54226w - 0.26992w^2 \quad (1.5)$$

donde:

T_c: temperatura crítica (K)

P_c: presión crítica (Pa)

V_c: volumen crítico (m³/mol)

W: factor acéntrico

R: constante de los gases (J/mol K)

a, b, k y α : son constantes

Los paquetes de propiedades permiten estimar las propiedades de las sustancias. Su uso depende de las características del sistema (temperatura, presión, composición, concentración, entre otras) debiendo elegirse adecuadamente el paquete a emplear para obtener resultados confiables (Autores, 2002).

PRSV

Peng-Robinson-Stryjek-Vera Package (PRSV) es una modificación de la ecuación de estado de Peng -Robinson la cual extiende la aplicación de la misma para sistemas no ideales. Esta modificación proporciona una buena predicción de los valores de presión de vapor para los componentes puros, así como mayor flexibilidad para las mezclas que el Peng- Robinson (PR).

Capítulo 1

Este paquete tiene la propiedad de manejar el agua presente en el proceso de forma muy rigurosa, separándola como una fase independiente. Esta se asume como sistema ideal y su mezcla con los hidrocarburos como sistema parcialmente miscible.

Para sistemas de tres fases sólo el PR y el PRSV como paquete de trabajo permiten en la segunda fase un líquido que no sea el agua. Además, se dan consideraciones especiales para tratar con el glicol y metanol (Autores, 2002).

1.7.2 Módulos fundamentales y formas de uso.

HYSYS ofrece una serie de módulos, los cuales pueden ser utilizados para ser aplicados a corrientes de proceso y operaciones unitarias. Estas herramientas interactúan con el proceso y proporcionan información adicional. Este simulador abarca casi todas las operaciones unitarias, las cuales pueden ser usadas para construir el diagrama a simular. Mediante la conexión de dichas operaciones unitarias y las corrientes puede modelarse una amplia variedad de procesos químico-físicos. Algunos de los módulos, que modelan las distintas operaciones empleadas en la simulación serán descritos a continuación (Rowan, 2015).

 Corriente de material (**Material Stream**): Utilizado para simular el transporte de materia entre las distintas operaciones. Deben ser definidas sus propiedades y composición para que sean resueltas.

 Corriente de energía (**Energy Stream**): Utilizado para simular el transporte de energía entre las operaciones unitarias.

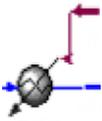


Separador de 3 fases (**Phase Separator**): La función de este separador es la de dividir su contenido en sus constituyentes; una fase vapor y dos fases líquidas inmiscibles entre sí. Las corrientes abandonan el módulo en equilibrio.

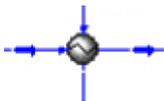
Capítulo 1



Separador de 2 fases (*Separator*): La función de este separador es la de dividir mezclas donde estén presentes 2 fases (vapor y líquida) considerándolas en equilibrio.



Enfriador/Calentador (*Cooler/ Heater*): Son intercambiadores de calor unilaterales. La corriente a la entrada es enfriada o calentada, según sea el caso, a las condiciones de salida requeridas, y una corriente de energía es extraída o suministrada al sistema. Estas operaciones son útiles cuando lo que interesa es la cantidad de energía necesaria para el proceso y no las características del agente que suministra o absorbe la energía.



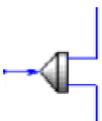
Intercambiador de calor de tubos y coraza (*Heat-Exchanger*): Realiza los cálculos de los balances de masa y energía de forma bilateral, teniendo en cuenta las características constructivas del equipo (número de tubos, diámetro de los tubos, arreglo, diámetro de coraza, etc.).



Bomba (*Pump*): Es utilizado para incrementar la presión de la corriente de líquido de entrada. En dependencia de la información que se le suministre calcula, la presión, la temperatura o la eficiencia de bombeo.



Mezclador (*Mixer*): Combina dos o más corrientes de entrada produciendo una sola salida. Un balance de masa y energía completo es desarrollado por este módulo.



Separador de corrientes (*Tee*): Divide una corriente de alimentación en varias corrientes productos con las mismas condiciones y composición que la de entrada (Azcuy Zamora, 2005).

Capítulo 1

1.8 Conclusiones derivadas del capítulo

- ✓ Los separadores horizontales poseen mayor área superficial permitiendo una mejor separación líquido/gas y gas/líquido.
- ✓ Para obtener una separación más eficiente y completa se deben instalar 2 o más separadores en serie, reduciéndose la presión en cada equipo.
- ✓ Un separador horizontal trifásico es similar al bifásico, con la particularidad que la fase petróleo llega a una sección de acumulación, antes de descargarse del equipo.
- ✓ A mayor presión menor será la capacidad de separación o manejo del líquido.
- ✓ La eficiencia del separador está en función de los internos que influyen en el tiempo de retención y en el proceso, un mayor tiempo del fluido en el equipo no garantiza una mejor separación.
- ✓ Los separadores horizontales son normalmente más eficientes que los verticales y son utilizados principalmente en sistemas que tienen espumas.

Capítulo 2

Capítulo 2: Diseño Metodológico

2.1 Caso de estudio

En este capítulo se hace una caracterización del objeto de estudio, se hace una breve explicación de cómo se usará la herramienta de simulación empleada en el trabajo. Además, se describe con detalles los métodos, técnicas, instrumentos y procedimiento utilizado para llevar a cabo la recopilación de datos, el procesamiento, análisis e interpretación de los mismos. La investigación realizada es viable ya que esta tiene su origen en un problema existente en el campo petrolero de Puerto Escondido.

2.2 Método de la investigación

Esta investigación está dirigida a evaluar e identificar los problemas que están afectando la calidad de separación de los equipos de tratamiento y de esta forma lograr una mayor eficiencia en el proceso. Para llevar a cabo esto, se dispuso de una base de datos y de análisis de laboratorios realizados a las muestras extraídas de los diferentes equipos y tomando estos resultados como partida para el planteamiento de una posible solución. Partiendo de los objetivos propuestos esta tesis es de tipo experimental. El objeto de estudio son el separador de agua libre, el tratador y el intercambiador de calor perteneciente al centro colector y a la batería de Puerto Escondido. Esta investigación es regional ya que, a pesar de existir tres plantas en el área con características similares de equipamiento, estas trabajan bajo diferentes regímenes de operación y con notables diferencias entre los flujos procesados.

2.3 Generalidades del Colector Central # 1 y la Batería de Puerto Escondido

➤ Centro Colector #1

El centro colector de Puerto Escondido es una instalación encargada del tratamiento previo del crudo extraído de los pozos, en este se separa el gas acompañante del petróleo y se elimina el agua libre. En la actualidad existen 13 pozos en explotación con una

Capítulo 2

producción de crudo estimada en 262 m³/ d y con un BSW que oscila entre 2 y 85 % (Anexo2).

✓ **Cabezal de entrada**

Todos los pozos de producción fluyen hacia el centro colector a través del cabezal de entrada, el cual se compone de 2 cabezales, el de grupo y el de medición. Cada uno está provisto de una válvula de cierre de emergencia, para en caso necesario detener el trasiego de crudo desde los pozos hacia el colector.

✓ **Cabezal de medición**

El cabezal de medición se encarga de direccionar el flujo del pozo al cual se le desea contabilizar la producción hacia el separador de medición el cual tiene una capacidad de 50 m³ y una presión de 5 atm. Este flujo, cuando el pozo no está en medición puede ser desviado a través de un bypass hacia el cabezal de grupo.

✓ **Separador de medición**

En primer lugar, el separador de medición permite documentar las condiciones actuales del flujo de un específico pozo de producción en cuanto a caudal de gas, petróleo y producción de agua. Esto se requiere para determinar el valor económico futuro de un pozo en base a su producción histórica.

Una vez en el separador de medición el caudal de gas es contabilizado con el sistema de medición Sears Daniel, mientras que el flujo de crudo se determina automáticamente con ayuda de un PLC, en el cual se introducen los datos de densidad y contenido de agua (BSW) de la emulsión (Tecnología, 2007).



Figura 2.1 Separador de Medición

Capítulo 2

✓ **Cabezal de producción**

Por su parte en el cabezal de grupo el crudo recibe un tratamiento químico previo donde se añade desemulsionante, inhibidor de las incrustaciones y antiespumante. Estos productos químicos se le añaden al flujo proveniente de los pozos. El flujo debe entrar a este cabezal con una temperatura de 28 °C y una presión de 5 atm.

Los compuestos químicos utilizados son:

Desemulsionante ----- NDD-900

Inhibidor de las incrustaciones----- NDS-301

Antiespumante -----NDAF-100

Una vez dosificado el crudo este entra al separador bifásico de entrada horizontal (v-2000) de 200 m³. Está construido de acero al carbono y cuenta con 2 soportes. Este separador opera al 50 % de su nivel y con una presión de operación de 4,5 atm. El gas sale por la parte superior para dirigirse al separador de arrastre horizontal y el líquido por la parte inferior hacia el separador de agua libre (Tecnología, 2007).



Figura 2.2 Separador bifásico (V-2000)

✓ **FWKO**

El separador de agua libre (V-1720) es el primer paso del proceso de separación de agua libre de la corriente de producción del pozo (petróleo-agua-gas-sedimentos). Este posee un diámetro de 3.7 m y 21.3 m de longitud. Este es básicamente un separador de 3 fases el cual logra la separación a través del calentamiento ya que en su interior cuenta con 2

Capítulo 2

tubos de fuegos alimentados con el propio gas separado. Está recubierto externamente con aluminio para disminuir la disipación de calor al medio exterior y posee una zona de coalescencia con 2 tabiques y 4 baffles que cuentan con mallas para incrementar la turbulencia y permitir una mejor separación. Para ayudar a remover el agua libre de la emulsión de petróleo la misma debe calentarse hasta una temperatura de 55°C y una presión de 3.6 kg/cm². Dicha presión se requiere para poder vencer la caída de presión del agua hasta el tanque de desnatado y también para alimentar el sistema de gas combustible a 2,5 kg/cm². Dentro del separador el gas libre se separa y ocupa la parte superior del separador, mientras la emulsión (petróleo con agua y partículas de gas atrapadas) se separa y flota encima del agua libre. El crudo separado es impulsado por las bombas B o D hacia la batería y así continuar su tratamiento (Anexo 5).



Figura 2.3 Eliminador de agua libre (FWKO)

✓ **Tanque de desnatado**

Por su parte el agua pasa a los tanques de desnatado (TK-1870-1880) junto con el agua proveniente de batería. Los tanques tienen una altura de 12 m y una capacidad de 1000 m³. Posee un flotante a los 6,5 m de altura que trabaja en un rango de 6 - 9 m. En él se separan pequeñas partículas de petróleo que aún siguen en el agua antes de la inyección de esta al pozo de disposición. El petróleo presente en el agua debe ser menor de 50 ppm para evitar el taponado de la formación con partículas de petróleo.

Capítulo 2

✓ **Tanque despojador**

El tanque despojador (V-2110) tiene como función remover los líquidos libres o condensados en la corriente que puede contener el gas que sale de los diferentes equipos de separación.

✓ **Quemador de gases**

El sistema está dividido en 2 sistemas separados el de alta presión y el de baja presión, con un diámetro de 0,273 m y una altura de 21,3 m. El sistema de alta presión opera normalmente entre 1,5 y 2 kg/cm², mientras que el sistema de baja presión opera a muy baja presión dentro del rango de 100 mm de agua (0,010 kg/cm²).

✓ **Tanque de alivio**

Además, existe un tanque de alivio (V-1820) el cual tiene una capacidad de 70 m³ que normalmente está vacío pues este entra en operación en caso de disparo de la válvula de seguridad (Tecnología, 2007).

✓ **Bombas de Transferencia**

Las tres Bombas de Emulsión, P-1760A, B, & C, están ubicadas en el Colector Central #1 (CC#1). Como su nombre lo indica, éstas bombas de transferencia de emulsión, transfieren la emulsión separada del FWKO a la Batería Central. El CC#1 se encuentra separado de la Batería por una distancia de 1.3 km y una diferencia de elevación de 80 m.

Estas bombas son del tipo tornillo gemelo, con un motor eléctrico de 150 hp y una capacidad de 62,5 m³/h a 12,4 kg/cm² de presión de descarga.

Batería de Puerto Escondido

La Planta de Tratamiento de Crudo tiene como objetivo dar un tratamiento adecuado al volumen de crudo proveniente de los pozos en producción y así alcanzar los índices de contenido de agua establecidos para su posterior comercialización (Anexo 3).

El método empleado para el tratamiento es el termoquímico, que se basa en el uso de sustancias químicas con la propiedad de variar la tensión superficial o interfacial de otras (en nuestro caso actúan sobre la barrera de agentes emulsionantes naturales que recubren

Capítulo 2

las gotas de agua dispersas en el petróleo y que estabilizan la emulsión) favoreciendo la separación de las fases. Un aumento de temperatura del crudo facilita la acción del agente químico ya que implica una disminución de la viscosidad y la densidad del mismo, acelerando la separación del agua.

El proceso de tratamiento químico puede dividirse en tres etapas:

Primera etapa: Etapa de desemulsificación donde ocurre la ruptura total o irreversible de la emulsión.

Segunda etapa: Etapa de floculación y coalescencia donde se logra el aumento del diámetro de las gotas de agua.

Tercera etapa: Etapa de separación de fases, donde se obtiene la separación del agua y por lo tanto la calidad del petróleo para su venta.

✓ **Tanques de Producción (TK-5200, 5250, 5300, 5350, 5400).**

Tanque Tk-5200 con una capacidad de 2000 m³ tiene entre sus funciones: recibir fluido resultado de la operación de reciclaje de los restantes tanques (Tk-5250, Tk-5300, Tk-5350, Tk-5400, Tk-5450); además de recibir crudo proveniente del CC#1 y piscina de recepción **100100**; drenaje de los tratadores V-5000 y V-5100 y descargas de alivios de PSV de las bombas P-5175, P-5160, P-5170, P-5500 A/B; crudo fuera de especificaciones desde los tratadores V-5000 y V-5100. Tiene la facilidad de bombeo hacia los tratadores mediante la conexión existente con bomba P-5170 (Tecnología, 2007).

Bomba de inyección al tratador P-5175: Del tipo doble tornillo con motor eléctrico de 150 hp VFD, con una capacidad máxima de 120 m³/h a 10,0 kg/cm² de presión de descarga y su función es bombear petróleo de los tanques de surgencia hacia el tratador.

Bomba de transferencia P-5170: Del tipo doble tornillo con motor eléctrico de 100 hp VFD con una capacidad de 80 m³/h a 10,0 kg/cm² de presión de descarga, entre sus funciones están transferir crudo de un tanque a otro, inyectar a los tratadores y en caso de necesidad se puede utilizar para reciclar.

Bomba de reciclaje P-5160: De desplazamiento positivo Netzsch, con un motor eléctrico de 25 Hp con VFD, con una capacidad de 25 m³/h a 10,0 kg/cm². Sus funciones extraer

Capítulo 2

fluido contenido en el fondo de los tanques, se puede utilizar también el bombeo de las extracciones de fondo de los tratadores e intercambiadores.

Todas estas unidades están provistas de manómetros e interruptores por baja presión a la succión, alta presión a la descarga y alta vibración. Así como una válvula de seguridad que alivia hacia el tanque Tk-5200.

Bombas dosificadora P-5410: De tipo pistón marca Prominent de 0,25 Hp y una capacidad máxima de inyección de 4,2 l/h a 25 kgf/cm² de presión de descarga. Esta bomba tiene la función de dosificar el antincrustante.

Bomba dosificadora P-5415: Bombas de doble pistón con motor eléctrico monofásico de 0,25 hp y una capacidad máxima de inyección de 3,6 l/h a 25 kg/cm² de presión de descarga. Esta bomba tiene dos puntos de inyección, uno en cada una de las succiones de las bombas P-5175 y P-5170. Esta bomba dosifica los productos desemulsionante y antiespumante (Tecnología, 2007).

➤ **Bombeo y Tratamiento Químico.**

Objetivo de la etapa: Bombear y dosificar, con los productos químicos establecidos, el crudo almacenado en los Tk-5400 y Tk-5450 hacia el proceso de tratamiento.

Operaciones de la etapa.

El crudo recepcionado en los tanques Tk-5400 y Tk-5450 es bombeado por la bomba de transferencia P-5175 hacia los tratadores V-5000 y/o V-5100 donde se realiza el tratamiento térmico. En la línea de succión de la bomba P-5175 se encuentran los puntos de inyección de los productos químicos que influyen en la terminación del proceso. Estos son:

- ✓ Desemulsionante: que actúan sobre la tensión superficial entre las moléculas de la emulsión facilitando la separación del agua en el petróleo crudo.
- ✓ Antiespumante: se le añade a la emulsión para reducir la formación de espuma en la fase gaseosa de los tratadores V-5000 y V-5100 y evitar que ocurra arrastre de líquido en la salida de los gases.
- ✓ Anti-incrustante: se le añade a la emulsión para que actúe preferentemente en la fase acuosa y así evita que se formen deposiciones de sedimentos de

Capítulo 2

carbonatos y sulfatos contenidos en el agua sobre los tubos de fuego del tratador, que pueden precipitar por las temperaturas del tratamiento.

- ✓ Los productos químicos son aplicados mediante las bombas dosificadoras P-5415 y P-5410 manteniendo un índice de consumo para cada producto.

Las bombas de transferencia al tratador P-5175 y las dosificadoras P-5415 y P-5410 se encuentran en la casa de bombas al igual que la bomba de trasiego P-5170, que se utiliza para realizar operaciones entre tanques. Está la bomba de reciclaje P-5160 que se utiliza para eliminar el agua libre de los tanques y las bombas de venta P-5500 A/B.

Para realizar la operación de bombeo de los tanques Tk-5400 y Tk-5450 hacia el tratador se debe abrir la válvula de succión del tanque en uso, cada tanque posee una succión a 400cm de altura y una a 90 cm. El operador se debe asegurar de que la válvula a la succión de la bomba P-5175 esté abierta, así como las válvulas a la entrada de intercambiador y tratador. Es recomendable siempre succionar por la toma de 400 cm manteniendo la de 90 cm cerrada y así evitar bombear hacia los tratadores agua libre que siempre decanta en el fondo del tanque.

El agua decantada en el fondo de los tanques se succiona con la bomba de reciclaje P-5160 hacia el tanque Tk-5200, el cual se utiliza para recibir agua decantada en los tanques y petróleo fuera de especificaciones que deriven de un mal tratamiento termo-químico. El tiempo de reciclaje de los tanques será establecido por el operador en dependencia del volumen de agua que presente el tanque.

La bomba de transferencia de P-5170 se utiliza para realizar transferencias internas de crudo de un tanque a otro, además posee la posibilidad de inyectar crudo hacia los tratadores V-5000 y V-51000 succionando desde los tanques Tk-5200, Tk-5250, Tk-5300 y Tk- 5350 (Tecnología, 2007).

➤ **Tratamiento Térmico.**

Objetivo de la Etapa: Aumentar la temperatura del crudo en los tratadores para facilitar el rompimiento de la emulsión.

Capítulo 2

✓ Intercambiadores de Calor E-5000 A/ B/C:

Los intercambiadores de calor de la instalación son del tipo tubo y coraza, con flujo a contracorriente, con un diámetro de 1,194 m y una longitud de 15,611 m. Cada uno de estos recipientes posee 2941 tubos dentro de la coraza con un diámetro de 5/8 in (15,9 mm) y un largo de 576 in (14,63 m). La emulsión de entrada fluye por el lado tubos y por el lado cuerpo (carcaza) fluye el petróleo caliente. Los mismos tienen como objetivo evitar la llegada del crudo a los tanques de almacenamiento a una elevada temperatura, evitando la pérdida de hidrocarburos livianos y a su vez calentar la emulsión que llega al tratador, aumentando la eficiencia del proceso.

El intercambiador E-5000A corresponde al tren de tratamiento del tratador V-5000 y el E-5000C corresponde al tren de tratamiento del tratador V-5100 y el intercambiador E-5000B funciona como reserva de ambos trenes en caso de paradas por mantenimiento e imprevistos del proceso y/o averías.

Cada uno presenta una válvula de control de nivel aguas abajo a ellos que garantizan el nivel de crudo en el tratador. El objetivo de la ubicación de estas válvulas es prevenir bolsas de gas en los mismos por efecto de la disminución de presión ($\sim 1,2 \text{ kg/cm}^2$) aguas abajo de las válvulas de control de nivel. Estos equipos poseen además manómetros, termómetros, bypass, líneas y tomas de drenaje y limpieza (Tecnología, 2007).



Figura 2.4 Intercambiador de calor

Capítulo 2

✓ **Tratadores V-5000 y V-5100.**

Los tratadores son el segundo paso en el proceso de la emulsión para reducir el BSW que trae del FWKO a menos del 2 % y operan bajo condiciones de flujo laminar (Anexo 6).

Los tratadores son el principal equipo de la instalación que participa como la cuarta etapa de separación del proceso. Este posee un diámetro de 3,0 m (10 pies) y una longitud de 24,4 m (80 pies) entre costuras soldadas, cuenta con dos cabezales semi-elípticos, uno frío y otro de tubos de fuego; térmicamente aislado en toda su dimensión y apoyado en pedestales de acero servicio pesado estándar UIC, siendo el cabezal de tubos móvil para permitir dilatación y contracción del cuerpo por temperatura.

Es un termo-separador trifásico que logra la segregación de petróleo, agua y gas por aumento de la temperatura a través de tubos de fuego de llama directa hacia el interior de estos. Este recipiente presurizado permite elevar la temperatura muy por encima del valor de ebullición del agua contenida en ella y con ayuda de la adición previa de productos químicos a la emulsión de entrada garantiza la separación; por lo que su principal ventaja radica en los cortos períodos de residencia para lograr una deshidratación profunda (Tecnología, 2007).

Flujos diseño:	1 430 m ³ /d máximo de líquido 150 m ³ /d máximo de agua 15 000 Sm ³ /d de gas
Presión diseño:	5,27 kg/cm ²
Temperatura diseño:	200 °C

El equipo está compuesto por dos zonas fundamentales que garantiza la eficiencia del mismo para obtener la salida del crudo con la calidad requerida: zona de calentamiento y zona de coalescencia.

En la zona de calentamiento posee dos tubos de fuego de 30 in (762 mm) de diámetro y 39,2 in (11,94 m) de longitud, removibles de montaje vertical, los cuales están protegidos de la llama directa por camisas de acero inoxidable 316 (de 2 secciones soldadas) cada uno de 30 in de diámetro y 16 ft (4,88 m) de largo. Cada tubo de fuego posee un tubulador

Capítulo 2

de 316 in (8,03 m) de longitud para incrementar la eficiencia térmica y una chimenea de escape de gases de 2 in (711 mm) de diámetro y 26 ft (7,92 m) de alto, auto soportada en bridas. La sección de quemadores consta de dos juegos con para llama, de dos cañones de 6 in (152 mm) de diámetro cada uno, y piloto incorporado a cada juego para su encendido. Estos quemadores utilizan como combustible gas tratado (dulce) suministrado desde la Planta Energas contigua, con opción de gas ácido desde el propio Centro Colector #1 y como chispa de encendido, vía sistema Nagy. Existe un baffle separador que divide la zona de calentamiento a la de coalescencia y otro paralelo entre los dos tubos que permite el recorrido horizontal de la emulsión de entrada primero por un tubo, retrocediendo posteriormente por el otro.

La zona de coalescencia dentro del tratador posee una dimensión de 10ft (3,05 m) de diámetro y 43ft4in (13,12) de longitud, con 6 baffles verticales de acero con sección removible (malla) de acero inoxidable. Son baffles hidronéticos que provocan el cizallamiento mecánico y la coalescencia de las gotas de agua. Además, posee esta zona dos mallas más de acero inoxidable Uni-Max. Estas mallas poseen aperturas que se diseñan en dependencia de la viscosidad de la emulsión y el comportamiento de las fases. Un último baffle es liso y funciona como plancha de reboso hacia un compartimiento o bolsillo, desde donde se controla el nivel de este recipiente.

Esta salida del petróleo posee en línea un flujómetro para contabilizar el crudo. La salida de gas desde esta sección posee un demister relleno con anillos, con el objetivo de eliminar todo remanente de líquido del mismo, un medidor de flujo y válvula de control de presión. Un transmisor de nivel controla la interface petróleo/agua a través de una válvula de control de nivel. Esta agua producida es expulsada por presión de empuje de gas y finalmente es contabilizada también a través del flujómetro.

Este equipo está dotado de transmisores de temperatura y termómetros en la zona de calentamiento y sistema de quemadores, así como en las chimeneas, los cuales proveen al Operador el control y la indicación de la temperatura en el área de los tubos de fuego y un transmisor e indicador de temperatura en la línea de salida de crudo. Con igual objetivo, está provisto de transmisores de presión y manómetros, y niveles visuales. Como elementos de seguridad, cada recipiente posee una válvula de alivio para el tratador (aguas arriba de dicha válvula), como última sobreprotección por alta presión en ellos (Tecnología, 2007).

Capítulo 2

La meta es obtener un rango de operación de menos de 1,5 % BSW. Para obtener este rango porcentual, se requieren ajustes ya sea en la temperatura de operación o en la cantidad de desemulsionante inyectado. El desemulsionante debe ser utilizado según la norma de consumo.

Cada Tratador posee dos conexiones de lavado del tubo de fuego (desarenado). Cada uno de los tubos de fuego tiene una conexión. Una reducción en la eficiencia de calentamiento, será la primera indicación que se ha depositado sólidos en los tubos de fuego (Tecnología, 2007).



Figura 2.5 Tratador (V-5100)

✓ **Separador de Gas Combustible.**

Los tratadores están provistos de un Separador de Gas Combustible (V-5040 o V-5140 para V-5000 y V-5100 respectivamente) de 2,9 pie³ (0,08m³) de capacidad, con una dimensión de 10 in (0,25m) de diámetro y 5ft (1,52m) de altura, el cual se encuentra instalado en la línea de alimentación de gas combustible y su función es remover las fracciones ligeras, o condensados en la corriente, antes que el gas ingrese al sistema de quemadores. Este recipiente posee un interruptor de alto nivel, interno, del tipo mecánico con mecanismo de esfera flotante, que se levanta y bloquea la salida de gas cuando se produce una situación de alto nivel. En ése caso, el quemador PSL-5000 y PSL-5100 de cada tratador censará baja presión de gas y anunciará una alarma.

El nivel de líquidos en éste separador debe chequearse en forma diaria, por medio del indicador de nivel LG-5040 para el V-5000 y LG-5140 para V-5100, procediendo a drenar cuando fuera necesario (Tecnología, 2007).

Capítulo 2

✓ **Condensador de Reflujo (C-5185 A / B).**

Debido a que los tratadores operan a una temperatura de 135 °C y 4 atm, el vapor que se escapa de la parte superior del recipiente, está saturado con hidrocarburos livianos y agua.

El sistema de condensador de reflujo está compuesto por un condensador aéreo de 2762 mm de ancho y 5893 mm de largo y un separador vertical trifásico de 914 mm de diámetro y 3048 mm de altura, con un volumen de aproximadamente 2 m³, este sistema es capaz de procesar 840 m³/h de gas a 482 kPa.

El vapor que sale de los tratadores, producto del proceso de calentamiento del crudo; entra en el Condensador de Reflujo C-5165A/B donde es enfriado de 110 °C a 25 °C. Los líquidos condensados drenan en el Tambor de Reflujo V-5145. El Tambor de Reflujo, es un separador de tres fases que posee una válvula de control de contrapresión PCV-5145, seteado a 3.6 kgf/cm², para regular el flujo de gas y proveer la fuerza de empuje necesaria para enviar el agua producida, a través de la LCV-5146 hacia el Centro Colector de Puerto Escondido.

El gas que no condensa se envía al quemador de gases para ser quemado (Tecnología, 2007).



Figura 2.6 Condensador de reflujo

✓ **Sistema de quemado de gases**

El sistema de quemado de gases es el sistema encargado del quemado de todos los gases residual es generados durante el proceso de separación y tratamiento de crudo. Este consta en su diseño de dos etapas o sistemas por separados, los sistemas de alta y baja presión.

Capítulo 2

El sistema de alta presión opera normalmente entre 1,5 y 2,0 atm, mientras que el sistema de baja presión opera, dentro del rango de 100 mm de columna de agua 0,010 atm, todos estos valores de presión reportados son valores manométricos. Algo para tener en cuenta por seguridad, es que, en otras plantas y baterías, los sistemas de alta y baja presión, podrían operar a distintos valores de presión, por ejemplo, 1,5 atm y la alta podría ser 4 atm (Tecnología, 2007).

2.4 Muestra y técnicas usadas en la investigación

La muestra está conformada por una planta de recolección en la cual se lleva a cabo la dosificación y separación primaria del crudo y una batería de tratamiento donde se completa la dosificación y tiene lugar la separación secundaria. A estas plantas tributan su producción en estos momentos 13 pozos.

Tabla 2.1 Producción total del campo (Mayo 2016)

	Total del Campo			
Qf (Medición) (m ³ /día)	BSW (%)	Qp (m ³ /día)	Qa (m ³ /día)	Qg (m ³ /día)
580.55	55	262.95	318.45	130885

donde:

Qf: Flujo Total de fluido (petróleo + agua)

Qp: Flujo de petróleo

Qa: Flujo de agua

Qg: Flujo de gas

✓ **Técnicas**

Para lograr los objetivos Propuestos fue necesaria la utilización de diferentes técnicas de recolección de datos las cuales se describen a continuación:

Capítulo 2

✓ **Primaria**

La recolección primaria se llevó a cabo tomando muestras del crudo tanto a las entradas como a las salidas de cada equipo, además de los diferentes medidores instalados en los equipos (temperatura, presión, flujo y nivel). La información existente en la planta sobre el comportamiento de las variables de operación es escasa, ya que las mediciones que se hacen, garantizan el control operacional del sistema, pero a la vez no permite una descripción detallada de las variables del sistema. Las muestras son enviadas al laboratorio central para realizarle un análisis físico-químicas de las mismas, necesarias para el cálculo y evaluación de parámetros operacionales.

✓ **Secundaria**

El resto de los datos se obtienen mediante la base de datos ofrecida por el simulador HYSYS. También se toman una serie de datos históricos de tratamiento de la planta.

2.5 Recursos Materiales y Humanos.

➤ **Humanos.**

- ✓ Los operadores y tecnólogos del Centro Colector y la batería de Puerto Escondido.
- ✓ El personal del departamento de Análisis Químico de la Empresa de Perforación y Extracción de petróleo de Occidente (EPEPO).

➤ **Materiales.**

- ✓ Computadora con todo el software necesario para la simulación y confección del documento.
- ✓ Reactivos para las mediciones y análisis de laboratorios.
- ✓ Envases toma muestra.

Capítulo 2

- ✓ Termómetros.
- ✓ Materiales de oficina.

2.6 Procedimientos Experimentales

➤ **Metodología de ORSAT**

Esta técnica tiene como objetivo determinar las concentraciones de dióxigeno (O_2 (g)), dióxido de carbono (CO_2 (g)) y del sulfuro de hidrógeno (H_2S (g)) presentes en el GAP mediante el uso del equipo ORSAT (Anexo 4) (Carrillo, 2006).

2.6.1 Determinación de la composición por cromatografía gaseosa.

La cromatografía es el método de separación más usual y tiene varias modalidades dependiendo de la naturaleza de la columna cromatografía y de la interacción de los componentes de la muestra. Las dos formas más importantes son la cromatografía por filtración de geles, en la que grandes moléculas se separan según su tamaño, y la cromatografía por intercambio iónico, donde se separan los componentes iónicos. En la cromatografía en fase gaseosa son los componentes volátiles los que se separan de la muestra, y en la cromatografía en fase líquida, las pequeñas moléculas neutras de una disolución (Marrero, 2005).

- ✓ Se abren los balones de los gases ($N_{2(g)}$, $H_{2(g)}$ y aire) instalados en el interior del local.
- ✓ Se gradúa la velocidad del gas portador ($N_{2(g)}$) a 30 mL /min en la parte superior del detector mediante un medidor de flujo.
- ✓ Se gradúa la velocidad del $H_{2(g)}$ mediante el botón rojo al frente del equipo a 60mL / min.
- ✓ Se gradúa la velocidad del aire mediante el botón blanco al frente del equipo a 60 mL/ min La presión interna del gas en el equipo se gradúa en la escala $10^5 Pa$, la que debe estar entre 1-2.
- ✓ Se enciende el detector mediante el botón “IGNITION” al frente del equipo.

Capítulo 2

- ✓ El equipo se pone a funcionar, se espera 1 hora para que el equipo se estabilice y se inyecta 1 ml de la muestra mediante una jeringa graduada.

Para terminar, primero se desconecta el equipo y después se cierran los balones de los gases.

Los resultados se obtienen calculando de forma manual el área de cada pico y se expresa la composición molar del componente como la relación entre el área del pico y el área total de todos los picos (Carrillo, 2006).

➤ **Materiales utilizados:**

- ✓ Cromatógrafo CROM
- ✓ Balones de N_{2(g)}, H_{2(g)} y aire

2.6.2 Determinación de la densidad.

De manera común la densidad (ρ) de una muestra se define como la relación que existe entre su masa (m) y su volumen (V).

$$\rho = \frac{m}{v} \quad (2.1)$$

Otra definición afirma que es la relación que existe entre la masa (m_1) de un determinado volumen (V) de muestra y la masa (m_2) del mismo volumen (V) de agua a una temperatura determinada. Antiguamente se seleccionó un estado de referencia 4°C para medir la densidad y la masa específica en algunos países (Carrillo, 2006).

Para las medidas precisas de densidad, correspondientes a cuatro decimales exactos se utiliza preferentemente el picnómetro (método del frasco) o también la balanza de precisión con inmersor.

El picnómetro consiste en un pequeño frasco de vidrio de cuello estrecho, cerrado con un tapón esmerilado, hueco y que termina por su parte superior en un tubo capilar con graduaciones. Para determinar las densidades de distintas sustancias mediante el uso del Picnómetro o frasco de densidades se aplica la técnica siguiente:

Capítulo 2

Para llenar el picnómetro se quita el tapón esmerilado, que está hueco o perforado, se añade la muestra con una probeta pequeña y se tapa. El líquido subirá por el interior del tapón hasta el capilar. Puede ocurrir que incluso rebose, en cuyo caso se secaría cuidadosamente por fuera procurando que el líquido llene totalmente el tapón o que el exceso se pueda medir con el capilar. Así se determina el volumen de líquido contenido en el recipiente. Algunos picnómetros, menos precisos, no tienen tapón, sino un cuello largo aforado; en este caso, el picnómetro se llenaría hasta el enrase marcado en el cuello y de esta forma se conocería el volumen del líquido.

La masa del líquido se determina por diferencia entre la masa del picnómetro lleno y vacío, medidos en una balanza de precisión y la densidad del líquido será el cociente entre su masa y el volumen que ocupa (Carrillo, 2006).

➤ **Materiales utilizados:**

- ✓ Picnómetro (para líquidos)
- ✓ Probeta
- ✓ Balanza de precisión
- ✓ Aerómetro (para gases)
- ✓ Termómetro
- ✓ Balones de N₂ (g), H₂ (g) y aire

2.6.3 Metodología de medición del Separador (V-1700)

Procedimiento y secuencia de medición que se emplean para poner un pozo en medición.

1. Confirmar que el pozo seleccionado tiene: La válvula de grupo abierta ZSO abierta / Todas las válvulas de testeo cerradas ZSC cerrada / válvula de succión de bomba FV-1705 / ZSC-1705 confirmar cierre.
2. Resetear escala de peso tara / medidor de gas
3. Cerrar válvula de grupo FV-1300A / ZSC-1300A confirma cierre.
4. Abrir válvula de test FV-1300B / Encender cronómetro / ZSO-1300B confirma apertura.
5. Peso elevado detectado (56 toneladas grueso) / Detener cronómetro
6. Cerrar la válvula de test FV-1300B / ZSC-1300B confirma cierre.
7. Abrir válvula de grupo FV-1300A / ZSO-1300A confirma apertura

Capítulo 2

8. Período de espera de 10 minutos.
9. Peso grueso / volumen de gas registrado.
10. Abrir la válvula de succión de la bomba FV-1700 / ZSO confirma apertura
11. Encender la bomba P-1760C
12. Bajo peso detectado (Tara 19 toneladas)
13. Detener la bomba P-1760C
14. Cerrar la válvula de succión FV-1700 / ZSC confirma cierre
15. Seleccionar el siguiente pozo y recomenzar con el primer paso

2.7 Metodologías de cálculos de los principales equipos

2.7.1 Cálculo del flujo másico de un pozo.

Cuando se comienza una medición, la corriente del pozo entra al separador y comienza a llenar el recipiente desde un nivel de 500 ml hasta un nivel de 1800 ml.

Siempre se mantiene el nivel bajo de 500 ml para prevenir que pase el gas a la succión de la bomba. Esto es crítico, especialmente si la emulsión se ha enfriado. El nivel alto de 1800 ml, está a 162 ml por debajo de la caja antiespumante de la salida de gas.

El separador de medición calcula el flujo másico de líquido basado en la medición de la masa que ingresa por medio del transmisor de peso Wt-1700 y del período de tiempo que toma llenar el recipiente entre los niveles altos y bajos seleccionados.

El separador de medición está soportado con 4 medidores de deformación o celdas de cargas ubicados en cada extremo de las monturas del recipiente. Estas celdas de carga miden el peso del recipiente y su contenido mediante un dispositivo electrónico.

El peso total del recipiente vacío es de aproximadamente 10 ton y de 70 ton cuando está totalmente lleno (Sherrit, 1999).

2.7.2 Cálculo de un intercambiador de calor

Para que un intercambiador funcione normalmente el coeficiente total limpio (U_c) debe exceder al coeficiente total de diseño suficientemente, de manera que el factor de obstrucción, que es una medida del exceso de superficie, permita la operación del intercambiador por un período de servicio razonable. Cuando $R_d < R_D$ requerido el equipo

Capítulo 2

se encuentra con una suciedad que no limita su función tecnológica, o sea, que permite que se intercambie una cantidad de calor igual al requerido por el proceso (Kern, 1969).

Otro parámetro que define el buen funcionamiento de este equipo es la caída de presión permitida para las dos corrientes, que no debe excederse de la máxima permitida. La bomba seleccionada para la circulación del fluido en proceso debe desarrollar suficiente carga a la capacidad deseada para vencer las pérdidas de fricción causadas por las tuberías de conexión, reguladores de control y la caída de presión en el intercambiador mismo (Kern, 1969).

Los intercambiadores existentes en la planta de tratamiento de gas y petróleo de Puerto Escondido presentan deflectores con 15 por ciento de corte, por lo que se acudió a la metodología que consta de los siguientes pasos (Holland, 1970):

1. Se evalúan las propiedades físicas de las corrientes a las temperaturas calóricas del fluido caliente (T_c) y del fluido frío (t_c):

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2) \quad (1)$$

$$t_c = t_2 + F_c (t_2 - t_1) \quad (2)$$

donde:

T_1 : Temperatura de entrada del fluido caliente.

T_2 : Temperatura de salida del fluido caliente.

t_1 : Temperatura de entrada del fluido frío.

t_2 : Temperatura de salida del fluido frío.

F_c : Fracción calórica

Se realiza un balance de calor con el objetivo de conocer la cantidad de calor que se transfiere en el proceso.

Capítulo 2

$$Q = W C_{p_c} (T_1 - T_2) \quad (3)$$

$$q = w C_{p_t} (t_2 - t_1) \quad (4)$$

donde:

W: Flujo volumétrico del fluido por la coraza.

W: Flujo volumétrico del fluido por los tubos.

C_{p_c}: Capacidad calorífica del fluido por la coraza.

C_{p_t}: Capacidad calorífica del fluido por los tubos.

Q: Calor cedido por el fluido caliente.

q: Calor absorbido por el fluido frío.

Con los resultados anteriores se evalúan las pérdidas de calor al medio exterior, por la ecuación siguiente:

$$\% \text{ Perd} = \frac{|Q| - q}{|Q|} 100 \quad (5)$$

Posteriormente se calcula la diferencia de temperatura verdadera (ΔT_v). Antes es necesario conocer la diferencia media logarítmica de temperatura (MLDT) que depende de las temperaturas de entrada y salida de las corrientes involucradas en el proceso, así como del factor de corrección de temperatura:

$$\Delta T_v = F_T \cdot MLDT \quad (6)$$

En este caso $F_t=1$ porque solo hay un pase por los tubos y uno por la coraza

$$\Delta T_{\text{verd}} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \quad (7)$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1$$

Capítulo 2

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2$$

donde:

MLDT: Temperatura media logarítmica.

ΔTverd: Diferencia verdadera de temperatura

Cálculo del número de Reynolds en los tubos (R_{et}):

$$R_{et} = \frac{G_t \cdot d_i}{\mu} \quad (8)$$

$$G_t = \frac{W}{a_t} \quad (9)$$

$$a_t = \frac{N_t \cdot a_i^i}{144 \cdot n} \quad (10)$$

donde:

d_i : Diámetro interior de los tubos.

μ : Viscosidad del fluido por los tubos.

G_t : Flujo másico del fluido por los tubos.

a_t : Área total de flujo por los tubos

a_i : Área de flujo de un tubo.

n : Número de pases.

Se calcula el factor de transferencia

En dependencia del valor del número de Reynolds obtenido anteriormente se calcula el factor de transferencia de calor (j_n). En este caso la ecuación que se utilizó fue para $Re \leq 2100$:

$$j_{ht} = \frac{1.86}{R_{et}^{2/3} \cdot \left(\frac{L}{d_i}\right)^{1/3}} \quad (11)$$

donde:

j_{ht} : Factor para transferencia de calor por los tubos.

Capítulo 2

L : Longitud de los tubos.

Asumiendo el número de viscosidad ($N_{\text{visc}} = 1$) se calcula el coeficiente de transferencia de calor en los tubos (h_i) mediante las ecuaciones:

$$J_h = N_{st} \cdot (Pr)^{2/3} \cdot (N_{vist})^{0.14} \quad (12)$$

$$N_{st} = \frac{h_t}{Cp \cdot G_t} \quad (13)$$

$$Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{K} \quad (14)$$

donde:

N_{st} : Número de Stanton.

Pr : Número de Prandal.

N_{vist} : Número de viscosidad del fluido por los tubos.

h_t : Coeficiente de transferencia de calor del fluido por los tubos.

d_o : Diámetro exterior de los tubos.

K : Conductividad térmica del fluido por los tubos.

Posteriormente se calcula el número de Reynolds en la coraza (R_{es}) de la misma manera que en el paso 3, teniendo en cuenta que en este caso el área de flujo se define por la ecuación:

$$as = \frac{DI \cdot c' \cdot \beta}{144 \cdot P_t} \quad (15)$$

$$c' = P_t - d_o \quad (16)$$

Posteriormente se calcula el número de Reynolds en la coraza (R_{es}) de la misma manera que en el paso 3, teniendo en cuenta que en este caso el área de flujo se define por la ecuación:

donde:

Capítulo 2

P_t : Paso entre los tubos.

c' : Espaciado entre los tubos.

B : Espaciado entre los deflectores.

μ_s : Viscosidad del fluido por la coraza.

G_s : Flujo másico del fluido por la coraza.

D_{eq} : Diámetro equivalente.

Con el valor de Reynolds anterior se obtiene el factor de transferencia de calor en la coraza

(j_{hs}):

$$j_{hs} = \frac{0,491}{R_{es}^{0,49}} \quad (17)$$

Para:

$$100 \leq R_e < 5000$$

Haciendo uso de la ecuación (3) y de la (4) se calcula el coeficiente de transferencia de calor en la coraza (h_s)

Cálculo del número de viscosidad por los tubos N_{vist} y por la coraza N_{viss} :

$$N_{viss} = \frac{\mu_\omega}{\mu} \quad (18)$$

$$N_{vist} = \frac{\mu t}{\mu} \quad (19)$$

Para conocer el valor de la viscosidad en la pared es necesario conocer la temperatura en la pared, la cual se calcula por la ecuación

$$T_W = \left\{ \frac{T_C + \left[\frac{d_i \cdot h_t}{h_s \cdot d_o} \right] \cdot T_C}{\left[1 + \frac{d_i \cdot h_t}{h_s \cdot d_o} \right]} \right\} \quad (20)$$

Capítulo 2

Conociendo el valor real del número de viscosidad se recalculan los coeficientes de transferencia de calor (h_i) y (h_s) haciendo uso de la ecuación (3).

Cálculo del coeficiente total limpio (U_c):

$$\frac{1}{U_c} = \frac{d_o}{(h_i \cdot d_i)} + \frac{1}{h_s} \quad (21)$$

Haciendo uso de la ecuación de diseño:

$$Q = A \cdot \Delta T \cdot U_D \quad (22)$$

$$A = N_t \cdot a \cdot L \quad (23)$$

donde:

U_d : Coeficiente total de diseño.

A : Área de transferencia de calor.

a ": Superficie por pie lineal.

N_t : Número de tubos.

L : Longitud de los tubos.

Se calcula el coeficiente de diseño U_d .

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T_v} \quad (24)$$

Cálculo del factor de obstrucción combinado (R_d):

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} \quad (25)$$

Si $R_d > R_{d\text{req}}$ el equipo esta presumiblemente sucio se continúa con el cálculo de la caída de presión:

Primeramente se calcula la caída de presión en los tubos (ΔP_t): (Holland,1970)

Capítulo 2

$$\Delta P_t = 4 \cdot f \cdot (N_{visc})^y \cdot \left(\frac{L}{d_i} \right) \cdot \rho \cdot v_t^2 \quad (26)$$

En este caso como $R_{et} \leq 2100$ y $y = 0,25$ y el factor de fricción se calcula por la ecuación:

$$f = \frac{8}{R_{et}} \quad (27)$$

Cálculo de la caída de presión en la coraza (ΔP_s):

$$\Delta P_s = 4f(N_{visc})^{0,14} \left(\frac{DI}{D_e} \right) \left(\frac{L}{B} \right) \rho v_s^2 \quad (28)$$

En este caso el factor de fricción (f) se define por la ecuación:

$$f_s = \frac{0.438}{R_{es}^{0.308}} \quad \text{la cual es válida; } 150 \leq R_{es} \leq 300 \quad (29)$$

Para finalizar se comparan las caídas de presión obtenidas con las permitidas.

2.7.3 Evaluación del Separador de agua libre y el tratador

Para obtener el rendimiento térmico de este equipo fue necesario plantear un balance de masa y energía. Cuyos datos fueron las muestras tomadas de un día.

En los balances de energía, el cálculo de calor sensible a presión constante del crudo se hizo mediante la siguiente expresión:

$$\Delta H_{crudo} = V_{crudo} \cdot \int_{T_i}^{T_f} C_{p(crudo)} dt \quad (30)$$

donde:

ΔH_{crudo} : Variación de la entalpía total del crudo, kJ/h.

V_{crudo} : Flujo volumétrico del crudo, m³/h.

T_i : Temperatura inicial del crudo, °C.

T_f : Temperatura final del crudo, °C.

Capítulo 2

$C_{p(\text{crudo})}$: Capacidad calorífica a presión constante del crudo, $\text{kJ/m}^3\text{°C}$.

Dicha capacidad calorífica es evaluada mediante la siguiente regla aditiva, válida para sistemas heterogéneos:

$$C_{p(\text{crudo})} = \left(1 - \frac{BSW}{100}\right) D_{\text{aceite}} \cdot C_{p(\text{aceite})} + \left(\frac{BSW}{100}\right) C_{p(\text{agua})} \quad (31)$$

donde:

BSW: Por ciento volumétrico de agua en el crudo.

$C_{p(\text{agua})}$: Capacidad calorífica del agua líquida a presión constante, $\text{kJ/m}^3\text{°C}$

Esta se considera constante para cualquier intervalo de temperaturas y con el siguiente valor:

$$C_{p(\text{agua})} = 4186 \text{ kJ/m}^3\text{°C}.$$

D_{aceite} : Densidad del aceite, kg/m^3 .

$C_{p(\text{aceite})}$: Capacidad calorífica a presión constante del aceite, kJ/kg°C .

$C_{p(\text{crudo})}$: Capacidad calorífica a presión constante del crudo, $\text{kJ/m}^3\text{°C}$

Sustituyendo la ecuación (31) en la (30):

$$\Delta H_{\text{crudo}} = V_{\text{crudo}} \cdot \left(1 - \frac{BSW}{100}\right) \cdot D_{\text{aceite}} \cdot \int_{T_i}^{T_f} C_{p(\text{aceite})} dt + V_{\text{crudo}} \cdot \frac{BSW}{100} \cdot \int_{T_i}^{T_f} C_{p(\text{agua})} dt \quad (32)$$

Teniendo en cuenta que:

V_{aceite} : Flujo volumétrico de aceite en el crudo, m^3/h .

V_{agua} : Flujo volumétrico de agua en el crudo, m^3/h .

queda:

$$\Delta H_{\text{crudo}} = V_{\text{aceite}} \cdot D_{\text{aceite}} \cdot \int_{T_i}^{T_f} C_{p(\text{aceite})} dt + V_{\text{agua}} \cdot \int_{T_i}^{T_f} C_{p(\text{agua})} dt \quad (33)$$

En los balances de energía, el cálculo del calor sensible a presión constante de los gases se hizo mediante la siguiente expresión:

Capítulo 2

$$\Delta H_{gases} = G \cdot \sum X_{gas} \cdot \int_{T_{ig}}^{T_{fg}} C_{p(gas)} dt \quad (34)$$

donde:

ΔH_{gases} : Variación de entalpía total de los gases, kJ/h.

X_{gas} : Fracción molar del gas en la corriente gaseosa, fracción.

T_{ig} : Temperatura inicial de la corriente gaseosa, K.

T_{fg} : Temperatura final de la corriente gaseosa, K.

$C_{p(gas)}$: Capacidad calorífica a presión constante del gas, kJ/kmolK.

G : Flujo molar de la corriente gaseosa, kmol/h.

Las ecuaciones para evaluar las capacidades caloríficas de los gases en función de la temperatura se tomaron de las tablas B.16, B.17y B.18 (Cruz, 1985).

Los flujos molares de gases se calcularon a partir de sus flujos volumétricos medidos a condiciones de referencia de 101,3 kPa y 288 K en Nm³/h, considerando comportamiento de gas ideal mediante:

$$G = \frac{P \cdot V}{R \cdot T} = \frac{101,3kPa \cdot V}{8,3144 \frac{kJ}{kmol, K} \cdot 288K} = \frac{101,3 \cdot V}{2394,5} \quad (35)$$

donde:

V : Flujo volumétrico de la corriente gaseosa, Nm³/h.

G : Flujo molar de la corriente gaseosa, kmol/h

Sustituyendo (35) en (34) queda:

$$\Delta H_{gases} = \frac{101,3 \cdot V}{2394,5} \cdot \sum X_{gas} \cdot \int_{T_{ig}}^{T_{fg}} C_{p(gas)} dt \quad (36)$$

Esta variación de entalpía total de los gases también fue evaluada de la forma siguiente:

Según la ecuación (34):

Capítulo 2

$$\Delta H_{gases} = G \cdot \sum X_{gas} \cdot \int_{Tig}^{Tfg} C_{p(gas)} dt$$

$$\Delta H_{gases} = \sum n_{gas} \cdot \int_{Tig}^{Tfg} C_{p(gas)} dt \quad (37)$$

donde:

n_{gas} : Flujo molar de cada componente del gas en la corriente gaseosa, kmol/h.

Los modelos matemáticos de los balances para el separador de agua libre y el tratador térmico son similares puesto que el principio de funcionamiento de ambos equipos es similar.

Balances de masa y energía para el sistema petróleo.

Balance de agua:

$$W = E \cdot \frac{BSW}{100} - CT \cdot \frac{BSW_{CT}}{100} \quad (38)$$

Balance de energía:

$$Q_{absp} = \Delta H_{CT} + \Delta H_W + \Delta H_{GF} \quad (39)$$

donde:

Q_{absp} : Calor absorbido por el petróleo, kJ/h.

ΔH_{CT} : Variación de entalpía total del crudo tratado, kJ/h.

ΔH_W : Variación de entalpía total del agua separada, kJ/h.

ΔH_{GF} : Variación de entalpía total del gas separado y enviado a la antorcha, kJ/h

Según la ecuación (32):

$$\Delta H_{CT} = CT \cdot \left(1 - \frac{BSW_{CT}}{100}\right) \cdot D_{aceite} \cdot \int_{T_E}^{T_{CT}} C_{p(aceite)} dt + CT \cdot \frac{BSW}{100} \cdot \int_{T_E}^{T_{CT}} C_{p(agua)} dt \quad (40)$$

$$\Delta H_W = W \cdot C_{p(agua)} \cdot (T_W - T_E) \quad (41)$$

Según la ecuación (36):

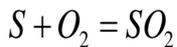
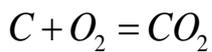
Capítulo 2

$$\Delta H_{GF} = \frac{101,3 \cdot GF}{2394,5} \cdot \sum X_{gas} \cdot \int_{T_E}^{T_{GF}} C_{p(gas)} dt \quad (42)$$

Balances de masa y energía para el sistema de combustión.

El gas acompañante está formado por el metano, etano, propano, butano, pentano y sulfuro de hidrógeno.

Reacciones:



Balance de carbono:

$$C_{en-GA} = C_{en-GC}$$

$$C_{en-GA} = GA_m \cdot [(X_{CH_4})_{GA} + 2 \cdot (X_{C_2H_6})_{GA} + 3 \cdot (X_{C_3H_8})_{GA} + 4 \cdot (X_{C_4H_{10}})_{GA} + 5 \cdot (X_{C_5H_{12}})_{GA}] \quad (43)$$

donde:

GA_m : Flujo molar del gas acompañante, kmol/h.

Según la ecuación (35)

$$GA_m = \frac{101,3 \cdot GA}{2394,5} \quad (44)$$

$$Gases\ secos\ en\ GC = \frac{C_{en\ GC}}{(X_{CO_2})_{GC} + (X_{CO})_{GC}} \quad (45)$$

El flujo molar de cada gas seco de combustión viene dado por:

$$(n_i)_{GC} = (X_i)_{GC} * Gases\ secos\ en\ GC \quad (46)$$

Balance de nitrógeno:

Capítulo 2

$$(n_{N_2})_A = (n_{N_2})_{GC}$$

$$(Aire\ seco)_A = \frac{(n_{N_2})_{GC}}{0,79} \quad (47)$$

El por ciento en exceso de aire viene dado por:

$$\%A = \frac{O_{2\ real} - O_{2\ teòrico}}{O_{2\ teòrico}} \cdot 100 \quad (48)$$

donde:

$$O_{2\ real} = 0,21 \cdot (Aire\ seco)_A \quad (49)$$

$$O_{2\ teòrico} = GA_m \cdot [2 \cdot (X_{CH_4})_{GA} + 3,5 \cdot (X_{C_2H_6})_{GA} + 5 \cdot (X_{C_3H_8})_{GA} + 6,5 \cdot (X_{C_4H_{10}}) + 8 \cdot (X_{C_5H_{12}})_{GA} + (X_{SH_2})_{GA}] \quad (50)$$

Balance de agua:

$$(n_{H_2O})_{GA} = H_2O_{aire} + H_2O_{formada} \quad (51)$$

donde:

$$H_2O_{aire} = (Aire\ seco)_A \cdot Y_{m\ aire} \quad (52)$$

Y_{maire} : Saturación molar del aire, kmol H₂O/kmol AS.

$(Aire-Seco)_A$: Aire seco de combustión, kmol/h.

$$H_2O_{formada} = H_{2\ en\ GA}$$

$$H_2O_{formada} = GA_m \cdot [2 \cdot (X_{CH_4})_{GA} + 3 \cdot (X_{C_2H_6})_{GA} + 4 \cdot (X_{C_3H_8})_{GA} + 5 \cdot (X_{C_4H_{10}})_{GA} + 6 \cdot (X_{C_5H_{12}})_{GA}] \quad (53)$$

Balance de energía:

$$Q_{cedg} = \sum \Delta H_{entrada} + \sum \Delta H_{reacción} + \sum \Delta H_{salida} \quad (54)$$

Donde:

Capítulo 2

Q_{cedg} : Calor cedido por el sistema reaccionante gaseoso, kJ/h.

$\Sigma\Delta H_{entrada}$: Entalpía de las sustancias que entran relativa a 298 K, kJ/h.

$$\sum \Delta H_{entrada} = \Delta H_{GA} + \Delta H_A \quad (55)$$

Según la ecuación (32):

$$\Delta H_{GA} = \frac{101,3 \cdot GA}{2394,5} \cdot \sum X_{gas} \cdot \int_{TGA}^{298} C_{p(gas)} dt \quad (56)$$

Según la ecuación (33):

$$\Delta H_A = n_{aire\ seco} \cdot \int_{TA}^{298} C_{p(aire\ seco)} dt + n_{H_2O} \cdot \int_{TA}^{298} C_{p\ agua(g)} dt \quad (57)$$

$\Sigma\Delta H_{reacción}$: Variación de entalpía por concepto de las reacciones de combustión, kJ/h.

$$\sum \Delta H_{reacción} = VCI_{total\ combustible} - VC_{total\ CO} \quad (58)$$

$VCI_{total\ combustible}$: Valor calórico inferior total del gas combustible GA, kJ/h.

$$VCI_{total\ combustible} = GA \cdot m \left(\frac{kmol}{h} \right) * VCI_{combustible} \left(\frac{kJ}{kmol} \right) \quad (59)$$

El valor calórico inferior del gas combustible se evalúa como:

$$VCI_{combustible} = \sum (X_i)_{GA} * VCI_i \quad (60)$$

VCI_i : Valor calórico inferior de cada gas i en GA. Se tomaron en la tabla B.18, (Cruz, (29) 1985).

$VC_{total\ CO}$: Valor calórico total del $CO_{(g)}$ en los gases de combustión GC, kJ/h.

$$VC_{total\ CO} = (n_{CO})_{GC} \left(\frac{kmol}{h} \right) \cdot 67636,1 \left(\frac{kcal}{kmol} \right) \cdot 4,186 \left(\frac{kJ}{kcal} \right) \quad (61)$$

$\Sigma\Delta H_{salida}$: Entalpía de los gases combustión relativa a 298 K, kJ/h.

Según la ecuación (37):

$$\sum \Delta H_{salida} = \sum (n_{gas})_{GC} \cdot \int_{298}^{TGC} C_{p(gas)} dt \quad (62)$$

Capítulo 2

Para el tratador en su conjunto:

La eficiencia de separación viene dada por:

$$E_S = \frac{W}{E \cdot \frac{BSW_E}{100}} \cdot 100 \quad (63)$$

El por ciento de pérdidas de calor al exterior:

$$\% P = \frac{Q_{cedg} + Q_{absp}}{Q_{cedg}} \cdot 100 \quad (64)$$

El rendimiento térmico, evaluado por el método directo:

$$\eta_{TD} = \frac{Q_{absp}}{VCI_{total\ combustib\acute{e}}} \cdot 100 \quad (65)$$

El rendimiento térmico, evaluado por el método indirecto:

$$\eta_{TI} = 100 - Q_{GC} - Q_{EXT} - Q_{IQ} + |\sum \Delta H_{entrada}| \quad (66)$$

donde:

Las pérdidas de calor sensible de los gases de combustión se evalúan como:

$$Q_{GC} = \frac{\sum \Delta H_{salida}}{VCI_{total\ combustib\acute{e}}} \cdot 100 \quad (67)$$

Las pérdidas de calor al exterior se evalúan como:

$$Q_{EXT} = \frac{|Q_{cedg} + Q_{absp}|}{VCI_{total\ combustib\acute{e}}} \cdot 100 \quad (68)$$

Las pérdidas de calor por incombustión química se evalúan como:

$$Q_{IQ} = \frac{VC_{total\ CO}}{VCI_{total\ combustib\acute{e}}} * 100 \quad (69)$$

Capítulo 3

Capítulo 3: Análisis de los Resultados

3.1 Caracterización del sistema

Para realizar la evaluación del sistema de tratamiento de Puerto Escondido es necesario contar con datos del proceso con los que se están trabajando en la planta y así obtener una información más fidedigna de lo que realmente está ocurriendo en el sistema. Con la ayuda del simulador HYSYS se logró describir la planta y el sistema de tratamiento. Para esto se tomó como datos iniciales valores de densidad, viscosidad y TBP del crudo procesado así como la composición de las fracciones pesadas del crudo (Anexo10). La simulación se realizó bajo las siguientes consideraciones: solo se conocen como flujos de corrientes los flujos volumétricos de crudo, gas y agua provenientes de los pozos, las cuales fueron programadas para que tuvieran la misma presión y temperatura que la de crudo. Esta corriente de crudo emulsionado paso por un separador bifásico donde con solo las dimensiones del mismo reporto las corrientes de salida y sus características. El separador de arrastre en el centro colector no se encuentra en funcionamiento, los BSW de salida del separador de agua libre y del tratador térmico son de 28% y de 0,5%, respectivamente, el separador de grupo trabaja a una presión de 495 kPa y en el separador de agua libre la presión es de 388,3 kPa. En la batería trabaja un solo tratador térmico.

Tabla3.1 Validación de la simulación

Corrientes	Real	Hysys	Error (%)
Emulsión de entrada FWKO, (m ³ /h)	35,24	35,22	0,05
Gas salida del FWKO, GS (m ³ /h)	240	220	0,004
Emulsión salida FWKO, (m ³ /h)	17,67	17,71	0,2
Gas de venta del centro colector, (m ³ /h)	9600	9688	0,91
Emulsión de entrada a batería, (m ³ /h)	26.8	26.44	0,3

Capítulo 3

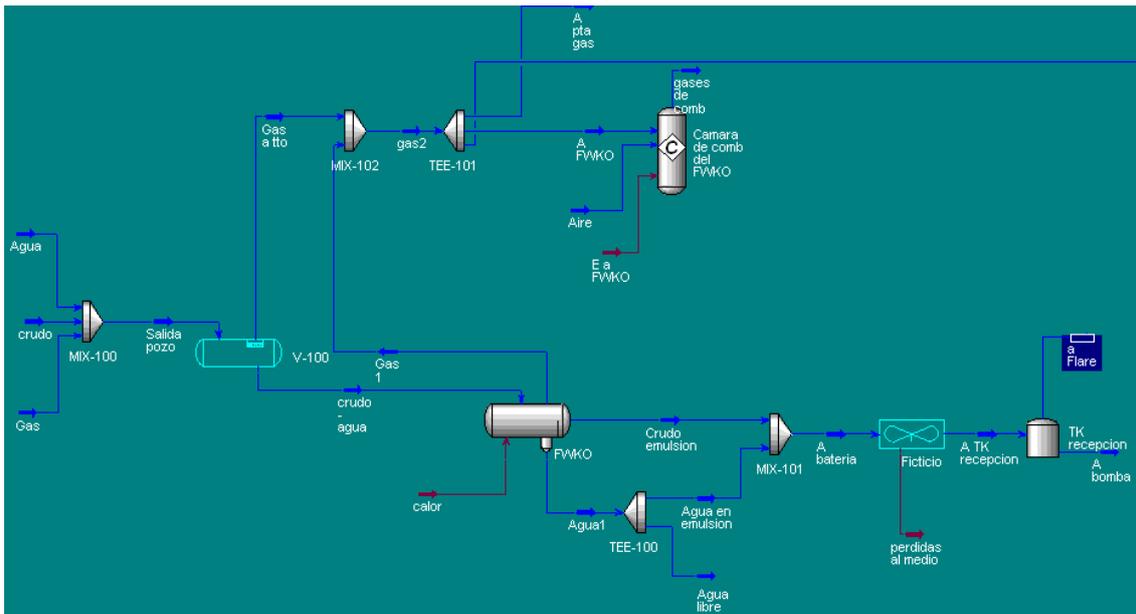


Fig. 3.1 Simulación Centro Colector

3.2 Evaluación del FWKO

Para la evaluación se plantearon balances de masa y energía. Los datos utilizados fueron obtenidos mediante la lectura y estadísticas de producción existente en la planta (Anexo 6)

Tabla 3.2 Composición molar del gas acompañante

Componentes	Gas Ácido
CO ₂	10.41
SH ₂	1.25
CH ₄	82.59
C ₂ H ₆	3.55
C ₃ H ₈	1.28
iC ₄ H ₁₀	0.35
nC ₄ H ₁₀	0.62
iC ₅ H ₁₂	0.47
nC ₅ H ₁₂	0.14

Capítulo 3

Tabla 3.3 Composición molar del gas combustible del separador de agua libre

Componentes	Gas Ácido
CO ₂	10.37
SH ₂	1.15
CH ₄	81.39
C ₂ H ₆	3.54
C ₃ H ₈	1.25
iC ₄ H ₁₀	0.32
nC ₄ H ₁₀	0.52
iC ₅ H ₁₂	0.47
nC ₅ H ₁₂	0.12

Para realizar las evaluaciones del separador de agua libre fue necesario conocer los parámetros de las corrientes tanto a la entrada como a la salida.

Tabla 3.4 Parámetros de las corrientes de entrada y salida del FWKO

Corrientes	V (m ³ /h)	BSW (%)	T (°C)
Emulsión a FWKO	35.23	64	28
Salida del FWKO	17.4	28	52
Agua separada	17.67	-	52
Gas al flare	220	-	52
Gas combustible	175	-	27
Gases de combustión	-	-	335
Aire de combustión	-	-	30

Fue necesario realizar un análisis ORSAT a los gases productos de la combustión

Tabla 3.5 Análisis ORSAT

Componente	O ₂	CO	CO ₂
Gases de combustión (FWKO)	13.8	0.0004	13.8

Tabla 3.6 Resultado del balance en el FWKO

Magnitud	FWKO	Unidad	Ecuación
W	17.67	$\frac{m^3}{h}$	38
ΔH_{CT}	1149063.4	$\frac{kJ}{h}$	40

Capítulo 3

ΔH_W	1775721.2	$\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$	41
ΔH_{GF}	8550.54	$\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$	42
Q_{absp}	2933335.2	$\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$	39
Balance de carbono			
$C_{\text{en-GA}}$	7.4	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	43
GA_m	8.06	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	44
Gases-secos _{GC}	132.15	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	45
CO_2	8.06	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	46
CO	0.0	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	46
O_2	18.23	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	46
N_2	105.85	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	46
Balance de agua			
$(n_{\text{H}_2\text{O}})_{\text{GC}}$	16.1	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	51
$\text{H}_2\text{O}_{\text{aire}}$	3.2	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	52
$\text{H}_2\text{O}_{\text{formada}}$	12.8	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	53
Balance de nitrógeno			

Capítulo 3

%A	97.19	%	48
O ₂ -real	28.13	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	49
O ₂ -teórico	14.26	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	50
Balance de energía			
Q _{ced}	4343967	$\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$	54
$\sum \Delta H_{\text{entrada}}$	20426.6	$\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$	55
ΔH_{GA}	554.0	$\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$	56
ΔH_{A}	19872.1	$\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$	57
$\sum \Delta H_{\text{reacción}}$	5752335.1	$\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$	58
$\sum \Delta H_{\text{salida}}$	1428794.3	$\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$	62
Para el equipo en su conjunto			
E _s	78.0	%	63
%P	32.5	%	64
η_{TD}	51.7	%	65
η_{TI}	51.7	%	66
Q _{GC}	24.8	%	67

Capítulo 3

Q _{EXT}	24.5	%	68
Q _{IQ}	0	%	69

Como se aprecia el FWKO tiene una eficiencia de separación hidrodinámica de 78.4 %, esto se debe en gran parte a que este elimina solamente el agua libre que acompaña la emulsión.

El FWKO presenta una baja eficiencia térmica de 51 % lo cual se debe en gran medida a la pérdida de calor sensible en los gases productos de la combustión (24.8 %), además del bajo porcentaje de carga a que está operando. Esto motivado a su vez por la elevada temperatura de salida de los gases (335 °C) y el elevado porcentaje del exceso en el aire (97.19 %). Este elevado porcentaje propicia que las pérdidas por incombustión química sean casi nulas.

Las pérdidas de calor al exterior fueron de 24.5% lo cual se puede aceptar debido al tiempo que lleva instalado el recubrimiento del separador. Por otra parte, la planta presenta un consumo de combustible de 375 m³/ d por lo cual el FWKO emite a la atmósfera 3276 t/año de CO₂ y 27.68 t/año de SO₂.

3.3 Evaluación energética del Intercambiador de calor

La evaluación energética del sistema se llevó a cabo siguiendo la metodología descrita en el capítulo 2.

Mediante las ecuaciones (5) y (6) se calculó las temperaturas calóricas. Fc se obtuvo en función de los °API y la k_c.

$$K_c = (T_1 - T_2)$$

Capítulo 3

Tabla 3.7 Propiedades físicas del petróleo

Coraza (fluido caliente)		Tubos (fluido frío)	
$\rho = 915 \text{ kg/m}^3$	57.15 lb/pie^3	$\rho = 975.65 \text{ kg/m}^3$	60.24 lb/pie^3
$\mu = 39.35 \text{ cP}$	95 lb/hpie	$\mu = 1362 \text{ cP}$	3295 lb/hpie
$K = 9.3 \cdot 10^{-2} \text{ BTU/hpie}^0\text{F}$		$K = 0.116 \text{ BTU/hpie}^0\text{F}$	
$C_p = 2.35 \text{ kJ/kg}^0\text{C}$	$0.556 \text{ BTU/lb}^0\text{F}$	$C_p = 2.37 \text{ kJ/kg}^0\text{C}$	$0.56 \text{ BTU/lb}^0\text{F}$

Datos utilizados para la evaluación del intercambiador

Fluido caliente (coraza)

$$DI = 46 \text{ pulg} = 1.17 \text{ m}$$

$$D_e = 0.0515 \text{ pie}$$

$$B = 7 \text{ pulg} = 0.583 \text{ pie}$$

$$Pases = 1$$

$$W = 11667 \text{ kg/h} = 25667 \text{ lb/h}$$

$$T_1 = 130 \text{ }^0\text{C} \quad T_1 = 266 \text{ }^0\text{F}$$

$$T_2 = 95 \text{ }^0\text{C} \quad T_2 = 203 \text{ }^0\text{F}$$

$$R_{d \text{ requerido}} = 791$$

$$\Delta P_C = 253 \text{ kPa}$$

Fluido frío (tubo)

$$d_o = 5/8 \text{ plg } 16\text{BWG} = 0.0156 \text{ m}$$

$$d_i = 0.495 \text{ pulg}$$

$$L = 48 \text{ pie}$$

$$Pases = 1$$

$$e = 0.065 \text{ pulg} = 0.0054 \text{ pie}$$

$$w = 13320 \text{ kg/h} = 29304 \text{ lb/h}$$

$$P_t = 0.781 \text{ pulg}$$

$$t_1 = 44 \text{ }^0\text{C} = 112 \text{ }^0\text{F}$$

$$t_2 = 70 \text{ }^0\text{C} = 158 \text{ }^0\text{F}$$

$$N = 2940$$

$$R_{d \text{ requerido}} = 527$$

$$\Delta P_t = 180 \text{ kPa}$$

Capítulo 3

Propiedades físicas de las corrientes a las temperaturas calóricas del fluido caliente (T_c) y del fluido frío (t_c):

$$T_c = 266 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 204 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Utilizando las ecuaciones (3 y 4) se obtuvieron los calores cedido y absorbido respectivamente.

$$Q = W C_p (T_1 - T_2) = 8.47 \cdot 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$q = w c_p (\Delta T) = 7.67 \cdot 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Con los resultados anteriores se calcularon las pérdidas al medio exterior:

$$\% \text{ Pérdidas} = \frac{|Q| - q}{|Q|} \cdot 100 = 9.4 \%$$

A continuación se calculó la diferencia de temperatura verdadera, teniendo en cuenta que $F_t = 1$ por ser un paso del fluido por los tubos, por tanto:

$$\Delta T_v = F_t \cdot MLDT \qquad \Delta T_v = MLDT = 64,4 \text{ } ^\circ\text{C} = 147,22 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Se calcularon los valores de velocidad másica y área de flujo en los tubos y la coraza,

con el objetivo de determinar el número de Reynolds:

Tubos:

$$G_t = \frac{W}{a_t} \qquad a_t = \frac{N_t \cdot a'_t}{144 \cdot n} \qquad R_{et} = \frac{G_t \cdot d_i}{\mu}$$

$$a'_t = 0.122 \text{ pie}^2$$

$$G_t = 11764.73 \frac{\text{lb}}{\text{h pie}^2} \qquad R_{et} = 1.76 \qquad a_t = 2,29 \text{ pie}^2$$

Capítulo 3

Coraza:

$$G_c = \frac{W}{a_s} \quad a_c = \frac{DI \cdot c' \cdot \beta}{144 \cdot P_t} \quad R_{ec} = \frac{G_s \cdot d_o}{\mu}$$

$$G_c = 2.15 \cdot 10^4 \frac{lb}{h \text{ pie}^2} \quad R_{ec} = 11.68 \quad a_c = 3.1 \cdot 10^{-3} \text{ pie}^2$$

$$C^i = P_t - d_o = 0.013$$

Como $R_d < 2100$ se utiliza la ecuación (11) para calcular el factor de transferencia de calor en los tubos, obteniéndose:

$$j_{ht} = \frac{1.86}{R_{et}^{2/3} \cdot \left(\frac{L}{d_i}\right)^{1/3}} \quad j_{ht} = 0.28$$

El valor anterior se sustituyó en la ecuación (12) se obtiene un coeficiente de transferencia de calor en los tubos de:

$$J_h = N_{st} \cdot (P_r)^{2/3} \cdot (N_{vist})^{0.14} \quad N_{st} = \frac{h_t}{C_p \cdot G_t} \quad Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{K}$$

$$N_{st} = 4.7 \cdot 10^{-4} \quad h_t = 3.15 \frac{BTU}{h \text{ pie}^2}$$

En la coraza $R_{es} \leq 5000$ por lo que se usa la fórmula (2.13) para calcular el factor de transferencia de calor, considerando ($N_{visc} = 1$) obteniéndose:

$$j_c = N_c \cdot (P_r)^{2/3} \cdot (N_{viscs})^{0.14} \quad h_c = N_c \cdot C_p \cdot G_c$$

$$J_c = \frac{0.491}{R_{es}^{0.49}} \quad J_c = 0.14$$

$$N_c = \frac{J_{hs}}{(P_r)^{2/3}} = 2.2 \cdot 10^{-3}$$

$$h_c = 26.93 \frac{BTU}{h \text{ pie}^2}$$

Capítulo 3

Los valores de los coeficientes de transferencia de calor obtenidos anteriormente se obtuvieron con la suposición de que $N_{vis} = 1$, por lo que hay que comprobar que es cierto; en caso de no ser así se recalculan dichos coeficientes con el valor real calculado.

Mediante la siguiente ecuación se calculó la temperatura en la pared; con este valor en el Laboratorio Central de CUPET se obtuvieron las viscosidades en la pared:

$$T_W = \left\{ \frac{T_C + \left[\frac{d_i \cdot h_t}{h_s \cdot d_o} \right] \cdot T_C}{\left[1 + \frac{d_i \cdot h_t}{h_s \cdot d_o} \right]} \right\}$$

$$T_W = 115,86^\circ C$$

$$\mu_W = 228 \frac{lb}{h \text{ pie}}$$

Sustituyendo los valores anteriores en la ecuación (18 y 19) se obtuvieron los siguientes valores:

$$N_{visc(tubo)} = \frac{\mu_W}{\mu_i} = 6,91$$

$$N_{vis(coraza)} = \frac{\mu_W}{\mu_s} = 2,4$$

Como $N_{vis} \neq 1$ fue necesario recalcular los coeficientes de transferencia con los valores anteriores. Los valores obtenidos se muestran a continuación para los tubos y la coraza:

$$j_{ht} = N_{st} \cdot (P_r)^{2/3} \cdot (N_{vis t})^{0.14} \quad N_{st} = \frac{j_{ht}}{(P_r)^{2/3} \cdot (N_{vis t})^{0.14}} = 3,66 \cdot 10^{-4}$$

$$h_{t \text{ (real)}} = 2,41 \frac{BTU}{h \text{ pie}^2}$$

$$j_{hc} = N_c \cdot (P_r)^{2/3} \cdot (N_{vis s})^{0.14} \quad N_c = \frac{j_{hc}}{(P_r)^{2/3} \cdot (N_{vis s})^{0.14}} = 1,98 \cdot 10^{-3}$$

$$h_{c \text{ (real)}} = 11,39 \frac{BTU}{h \text{ pie}^2}$$

Capítulo 3

Se pasa a calcular el coeficiente total limpio utilizando la fórmula siguiente:

$$\frac{1}{U_c} = \frac{d_o}{(h_i \cdot d_i)} + \frac{1}{h_s} = 0,36$$

$$U_c = 18,15 \frac{BTU}{h \text{ pie}^2 \text{ } ^\circ F}$$

Con el área de transferencia de calor y la ecuación de diseño se obtiene un coeficiente total sucio de:

$$A = N_t \cdot a'' \cdot L = 22579.2 \text{ pie}^2$$

$$a'' = 0.16 \text{ pie}^2$$

$$Q = A \cdot \Delta T \cdot U_D$$

$$Q_c = 8,48 \cdot 10^5 \frac{kJ}{h} = 7,89 \cdot 10^5 \frac{BTU}{h}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T_v} = 0,237 \frac{BTU}{h \cdot \text{pie}^2 \text{ } ^\circ F}$$

Finalmente se sustituyen los coeficientes totales en la ecuación (25) y se obtiene el valor del factor de obstrucción combinado:

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = 4,14 \frac{F \text{ h pie}^2}{BTU}$$

Calculo de la caída de presión en los tubos y la coraza.

Utilizando la ecuación (27) se obtuvo un factor de fricción de:

$$f_t = \frac{8}{R_{et}} = 4,52$$

Que sustituido en esta fórmula permitió una caída de presión en los tubos de:

Capítulo 3

$$\Delta P_t = 4 f (N_{vis})^y \left(\frac{L}{d_i} \right) \rho v_t^2$$

$$a_t = 4.16$$

$$\Delta P_t = 3,048 \cdot 10^8 \frac{lb}{pie h^2}$$

$$v_t = \frac{G_t}{\rho a_t}$$

Caída de presión en la coraza

En la coraza se obtuvo un factor de fricción de:

$$f_s = \frac{0.438}{R_{es}^{0.308}} = 0,28$$

Sustituyendo el valor del factor de fricción en la ecuación se obtuvo una caída de presión en la coraza de:

$$\Delta P_s = 4 f \cdot (N_{vis})^{0.14} \cdot \left(\frac{DI}{De} \right) \left(\frac{L}{\beta} \right) \cdot \rho \cdot v_s^2 \quad v_s = \frac{Gs}{\rho a''} \quad a'' = 0,21 pie^2$$

$$\Delta P_s = 3,12 \cdot 10^{11} \frac{lb}{pie h^2}$$

El equipo de intercambio de calor está operando con 9 % de pérdidas aceptables para el tiempo de funcionamiento del equipo y propiciado por el buen estado de las condiciones de aislamiento. Las caídas de presiones son menores que los valores máximos admisibles de diseño. Lo cual indica un funcionamiento adecuado en este sentido. El factor de obstrucción combinado (Rd) presenta un valor mucho mayor que el requerido, lo cual indica que el área de transferencia es muy grande para el flujo que trasiega por el equipo. El equipo a pesar de no trabajar bajo los parámetros idóneos, no ofrecen problemas en el proceso, pues presentan un buen aislamiento con un por ciento pequeño de pérdidas de calor, además de tener un exceso de área de transferencia de calor en las condiciones de trabajo, lo que hace que funcionen como si estuvieran sobre diseñados, prolongando así el tiempo de mantenimiento y así evitando paros que ocasionan costos al proceso productivo.

Capítulo 3

3.4 Evaluación energética del Treater

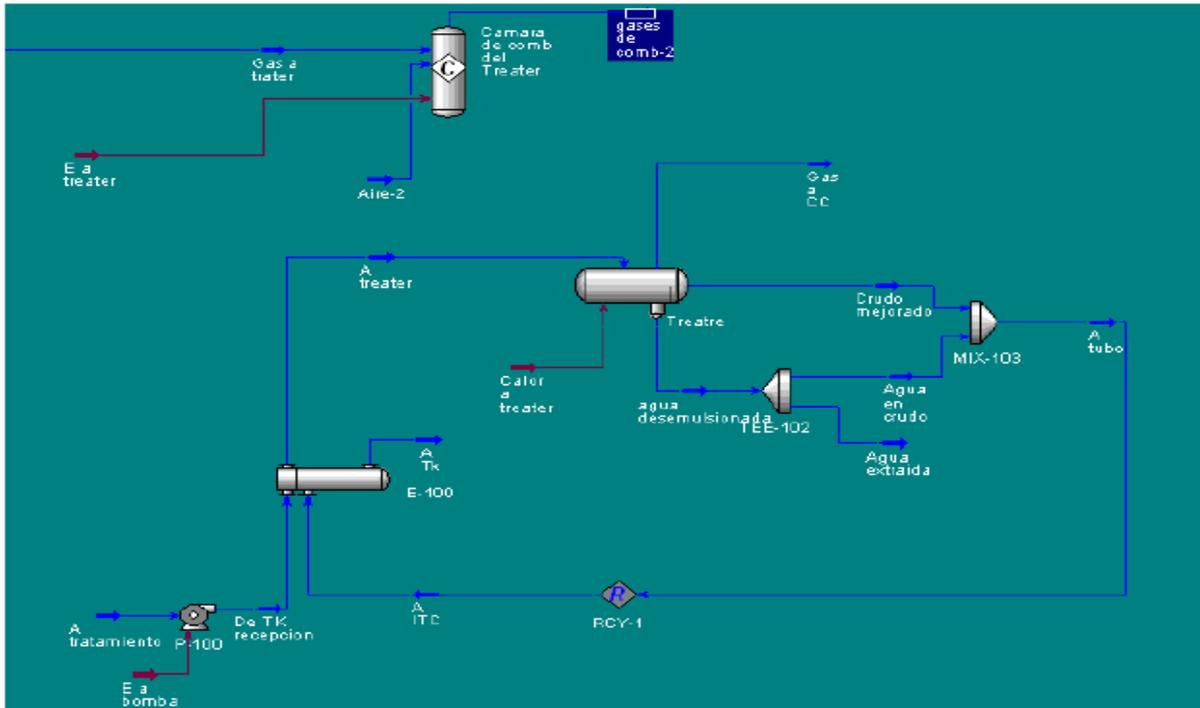


Fig. 3.2 Simulador batería

La metodología del tratador es la misma que la del FWKO ya que son recipientes similares en cuanto a dimensiones y principio de separación; con diferencia en los rangos de temperatura de trabajo (Anexo7).

Tabla 3.8 Composición molar del gas combustible del tratador

Componentes	Gas combustible
CH ₄	90.3
C ₂ H ₆	2.47
C ₃ H ₈	1.26
iC ₄ H ₁₀	0.3
nC ₄ H ₁₀	0.39
iC ₅ H ₁₂	0.15
nC ₅ H ₁₂	0.06
CO ₂	4.76
SH ₂	0.0003

A continuación, se muestran los datos de las corrientes de entrada y salida del tratador, así como el análisis ORSAT de los gases de combustión.

Capítulo 3

Tabla 3.9 Datos de las corrientes del tratador

Corrientes	T (°C)	V (m ³ /h)	BSW (%)
Emulsión	59	24.8	28
Crudo tratado	127	13.8	0.5
Agua separada	127	7.1	
Gas al flare	127	65	
Gas combustible	27	200	
Gases de combustión	350		
Aire de combustión	30		

Tabla 3.10 Análisis Orsat de los gases de combustión

Sustancia	CO ₂	CO	O ₂
Gases de combustión del tratador	6.1	0.0004	13.8

Tabla 3.11 Resultados del tratador

Magnitud	tratador	Unidad	Ecuación
W	7,7	$\frac{m^3}{h}$	38
ΔH_{CT}	1719764,4	$\frac{kJ}{h}$	40
ΔH_W	2192643,2	$\frac{kJ}{h}$	41
ΔH_{GF}	7691,54	$\frac{kJ}{h}$	42
Q_{absp}	3920099,2	$\frac{kJ}{h}$	39
Balance de carbono			
C_{en-GA}	8,4	$\frac{kmol}{h}$	43
GA_m	9,1	$\frac{kmol}{h}$	44

Capítulo 3

Gases-secos _{GC}	196,2	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	45
CO ₂	9,1	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	46
CO	0,0	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	46
O ₂	32,2	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	46
N ₂	154,85	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	46
Balance de agua			
(n _{H2O}) _{GC}	21,5	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	51
H ₂ O _{aire}	4,7	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	52
H ₂ O _{formada}	16,8	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	53
Balance de nitrógeno			
%A	124,3	%	48
O ₂ -real	41,2	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	49
O ₂ -teórico	18,4	$\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$	50
Balance de energía			
Q _{ced}	4703920	$\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$	54
$\sum \Delta H_{\text{entrada}}$	29708,6	$\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$	55

Capítulo 3

ΔH_{GA}	628,0	$\frac{kJ}{h}$	56
ΔH_A	29079,1	$\frac{kJ}{h}$	57
$\sum \Delta H_{reacción}$	6862169,1	$\frac{kJ}{h}$	58
$\sum \Delta H_{salida}$	2187957,3	$\frac{kJ}{h}$	62
Para el equipo en su conjunto			
E_s	99,0	%	63
%P	16,5	%	64
η_{TD}	57,1	%	65
η_{TI}	57,1	%	66
Q_{GC}	31,9	%	67
Q_{EXT}	11,4	%	68
Q_{IQ}	0	%	69

El tratador presenta una eficiencia de separación de 99 % mientras que el rendimiento térmico es de 57.1% esto puede estar condicionado por el bajo porcentaje de carga a que está operando el equipo. La pérdida de calor sensible en los gases productos de la combustión oscila alrededor del 31 % lo cual es motivado por la temperatura de salida de los gases. Las pérdidas por incombustión química son prácticamente nula debido al elevado exceso de aire que ronda el 124.3%. Las pérdidas de calor al exterior fueron de 11.4 %. Por otra parte, el tratador emite 1505 t/año de CO₂.

Capítulo 3

3.5 Alternativa de mejoras

El estudio de la evaluación consistió en evaluar la cantidad de combustible que se podría ahorrar en el tratador si se logra un aumento del rendimiento térmico. Con el libro de Excel tratador.xls se demuestra que se lograra un incremento del rendimiento térmico del tratador hasta un 65 %. El consumo de gas combustible disminuiría hasta 190 sm³/h, lo cual representaría una disminución de 10 sm³/h.

Otra alternativa consiste en incluir en el proceso un separador trifásico en lugar del separador de grupo bifásico para así eliminar parte del agua libre que trae la emulsión de entrada al centro colector y de esta forma lograr las especificaciones del crudo requeridas a la entrada del separador de agua libre. Esta agua libre que acompaña al crudo del centro colector representa entre el 30 % y el 60 % del total de agua (libre + emulsionada), por lo que al trabajar la planta con el separador de grupo trifásico se eliminará el 30 % del agua libre en este equipo propiciandoo que a la entrada del separador de agua libre entre la emulsión con un BSW de 32%.

3.6 Análisis económico

Se determinó realizar un análisis económico de forma cualitativa dirigido al cálculo de los indicadores de costos, de la Planta de Tratamiento y el Centro colector de Puerto Escondido. Dentro de los indicadores analizados, tenemos el consumo energético de ambas plantas, así como los gastos asociado a la electricidad. En la siguiente tabla se muestran los valores de estos indicadores con respecto al volumen de petróleo tratado.

En el caso del gas acompañante los cálculos se realizaron los cálculos para un costo de venta de 0.06 centavos.

Tabla 3.12 Indicadores de consumo

Indicador	Centro Colector	Batería	Unidad
Consumo de Gas	17.2	8.2	m ³ g/m ³ petróleo
Consumo de Electricidad	4.3	7.3	KWh/m ³ petróleo

Capítulo 3

Tabla 3.13 Tarifa eléctrica

Tarifa eléctrica	\$/kW	Horas
Día	0.05	12
Pico	0.09	4
Madrugada	0.04	8

Consumo de electricidad

$4.3 \text{ kWh/m}^3 \text{ Liq tratado} \cdot 11038 \text{ m}^3 \text{ Liq tratado} = 47463.4 \text{ kWh}$ **Centro colector**

$7.3 \text{ kWh/m}^3 \text{ Liq tratado} \cdot 11038 \text{ m}^3 \text{ Liq tratado} = 80577.4 \text{ kWh}$ **Batería**

$128040 \text{ kWh} \cdot 0.09 = 11523 \text{ CUP}$ **Consumo total**

Consumo de gas

$17.2 \text{ m}^3 \text{g/m}^3 \text{ Liq tratado} \cdot 11038 \text{ m}^3 \text{ Liq tratado} = 189853.6$ **Centro colector**

$8.2 \text{ m}^3 \text{g/m}^3 \text{ Liq tratado} \cdot 11038 \text{ m}^3 \text{ Liq tratado} = 90511.6$ **Batería**

$280364 \text{ m}^3 \text{ g} \cdot 0.06 = 16821 \text{ CUP}$ **Consumo total**

Observando los costos el más elevado es el de consumo de gas por metro cúbico de petróleo tratado. Por lo que no sería errado analizar cuanto combustible (gas) se podría ahorrar con la limpieza de los tubos del intercambiador.

3.7 Impacto medioambiental

El incremento de la producción de petróleo influye negativamente sobre el medio ambiente debido que los volúmenes de gas y agua residual que se generan durante los procesos son mayores. La contaminación ambiental reviste una especial importancia, por lo cual no debe considerarse posible la realización de una evaluación de proceso si no han sido contempladas las soluciones tecnológicas necesarias para eliminar los problemas de la contaminación ambiental.

Las aguas con restos de crudo y otras sustancias son tratadas a través de una Fosa Maura y pozos de absorción. Las aguas resultado del tratamiento se transportan en camiones cisternas al pozo de absorción de Puerto Escondido. Estas aguas deben cumplir con los requerimientos técnicos para este tipo de infiltración.

Conclusiones

Conclusiones

- ✓ Se realizó la evaluación técnica de los equipos que intervienen en el proceso, así como un levantamiento del sistema desde el punto de eficiencia energética de cada uno de estos.
- ✓ Se realizó la simulación de la Planta de tratamiento de crudo de Puerto Escondido haciendo uso del simulador HYSYS, como alternativa de solución a los balances de masa y energía del sistema.
- ✓ El porcentaje de separación de agua arrojado que el tratador presenta una alta eficiencia hidrodinámica (99%), mientras que el FWKO presenta una eficiencia de separación de 78%.
- ✓ El separador de agua libre y el tratador térmico trabajan con un elevado exceso de aire provocando que existan elevadas pérdidas de calor sensible en los gases de combustión

Recomendaciones

Recomendaciones

- ✓ Realizar la limpieza de los tubos del intercambiador con mayor frecuencia, con el objetivo de favorecer el fenómeno de transferencia.

- ✓ Validar a escala industrial las medidas propuestas

Bibliografía

Bibliografía

- 1-A, H,F. 1970. *Heat Transfer*,ed.H.E.Books. England : s.n., 1970.
- 2-Alcion. 2014. www.alcion. es. [En línea] 2014. [Citado el: 12 de marzo de 2016.]
- 3-Autores, C.d. 2002. <http://www.prosys.korea.ac.kr>. [En línea] 2002. [Citado el: 3 de julio de 2017.]
- 4-Azcuy Zamora, Y. 2005. *Metodologías Para el Cálculo de Eficiencia en el Separador de grupo y el Treater de la planta procesadora de Crudo Nativo de Canasi*. La Habana : s.n., 2005.
- 5-Becker, P. 1955. *Emulsion Theory and Practice*. s.l. : American Chemicals Society, 1955.
- 6-Beltrán, A.M. 2003. *Modernización de la Bateria de Boca de Jaruco* . Ciudad de la Habana : s.n., 2003.
- 7-Candoit. 2016. fbarcelo@candoit.com.ar. <http://www.candoit.com.ar>. [En línea] 2016. [Citado el: 14 de junio de 2016.]
- 8-Capacitación. 2003. *Capacitación y Desarrollo de Operadores de Proceso* . Varadero : s.n., 2003.
- 9-Carrillo, Nieves,Danay. 2006. *Analisis y evaluación de propuestas de modificación de la unidad de recuperación de gases de la refinería ñico lopez empleando el simulador hysys*. s.l. : Ciudad de la Habana, 2006.
- 10-Cruz, V.L. 1985. *Introducción a la ingeniería* . 1985.
- 11-Delgado, Ibarra,Alisbel. 2007. "Evaluación "Energética de la Planta de Tratamiento de crudos de Boca de Jaruco". *Tesis de grado, CUJAE* . La Habana : s.n., 2007.
- 12-E.d.Politica. 2002. *Ahorro de Energía y Respeto Ambiental Bases para un Futuro Sostenible* . La Habana : E.Politica , 2002.
- 13-González Hernández, Carlos Alberto. 2002. *Diseño de Sistemas de Transporte de Corrientes de Producción* . La Habana : s.n., 2002.
- 14-Holland, F.A. 1970. *Heat Transfer ,in Departament of Chemical Engineering*. England : s.n., 1970.
- 15-Hougen, O,A. 1974. *Principio de los procesos quimicos*. España : s.n., 1974.
- 16-Hunt.J.M. 1996. *Petoleum Geochemistry and Geology*. [ed.] Freeman and Company. New York : s.n., 1996. pág. 780.
- 17-Keenan. *Tablas de propiedades del agua y su vapor*.

Bibliografía

- 18-Kern, D. 1969.** *Procesos de transferencia de Calor.* Revolucionaria . 1969.
- 19-Learning,I, Foster. 2007.** *What is Heavy Oil.* 2007.
- 20-Lhene, D. 2003.** *Capacitación y desarrollo de operadores de proceso .* Puerto Escondido : s.n., 2003.
- 21-Lipeza. 2002.** *Tratamiento de Emulsiones Agua - Petroleo.* La Habana : s.n., 2002.
- 22-Marfisi, S. 2004.** *Deshidrtación de Crudo. Principios y Tecnología.* La Habana : s.n., 2004.
- 23-Marrero, G,Jesus. 2005.** *Análisis y evaluación de alternativas de purificación de gas acompañante del petróleo aplicando técnicas de simulación.* La Habana : s.n., 2005.
- 24-Morón Álvarez, Carlos. 2005.** *Monografía de Simulación de Procesos.* Habana : s.n., 2005.
- 25-Mottram, B. 2002.** *Operadores de Instalaciones de Recolección y Tratamiento .* Puerto Escondido : s.n., 2002.
- 26-Natco. 2007.** www.electromaxtreat.com. [En línea] 2007. [Citado el: 19 de febrero de 2016.]
- 27-Proslys. 2012.** <http://www.proslys.com>. [En línea] 2012. [Citado el: 9 de julio de 2017.]
- 28-Rowan. 2015.** <http://www.users.rowan.edu>. [En línea] 2015. [Citado el: 10 de julio de 2016.]
- 29-schlumberger, I. 2016.** www.horizontalseparator.com. [En línea] 2016. [Citado el: 13 de junio de 2016.]
- 30-Sherrit. 2001.** *Puerto Escondido Facilities Central Battery.* Alberta : s.n., 2001. Vol. 1.
- 31—. 2001.** *Puerto Escondido Facilities Central Battery.* Alberta : s.n., 2001. Vol. 2.
- 32—. 2001.** *Puerto Escondido Facilities Central Battery.* alberta : s.n., 2001. Vol. 1.
- 33-Sherrit, I. 1999.** *Gas liquid engennering company (Manual de operaciones de equipamiento de las instalaciones de puerto escondido .* Calgary : s.n., 1999.
- 34-Tecnología, D.d. 2007.** *Flujo Tecnológico del Taller de Recolección y Tratamiento de Crudo de Puerto Escondido .* s.l. : La Habana, 2007.
- 35-Tio, Campbel M. 2004.** *Tratamiento de Petroleo (Folleto).* 2004.
- 36-Transmeridianm. 2003.** *Desarrollo de operadores de procesos .* Cuba : s.n., 2003.
- 37-Udlap. 2014.** www.info.pue.udlap.mx. [En línea] 2014. [Citado el: 13 de junio de 2016.]
- 38-W.C. 2007.** www.crude-treatment.com. [En línea] 2007. [Citado el: 15 de Mayo de 2016.]
- 39-Weatherford. 2006.** *Artificial Lift System.* 200

Anexos

Anexo 3 Procedimiento del ORSAT

➤ **Equipos y reactivos:**

- ✓ Equipo ORSAT
- ✓ Pirogarol
- ✓ Hidróxido de Potasio
- ✓ Acetato de Cadmio

➤ **Preparación de reactivos**

- ✓ Pirogalol: disolver 60 g de Pirogalol y 60g de KOH en 180 mL de agua destilada.
- ✓ Acetato de Cadmio: 60 g de acetato de cadmio en 200 ml de agua destilada.
- ✓ Hidróxido de Potasio: 60 g de KOH e 200 mL de agua destilada.

➤ **Procedimiento**

- ✓ Armar el equipo conectando la bureta de medida de gas y 3 pipetas de absorción tipo ORSAT mediante una canalización común.
- ✓ Llenar la primera pipeta con disolución alcalina de Pirogalol y cubrirla con papel negro, para la determinación de oxígeno.
- ✓ Llenar la segunda pipeta con acetato de cadmio al 30 % para la determinación de H₂S (g).
- ✓ Llenar la tercera pipeta con hidróxido de potasio al 30 % para la determinación de CO₂ (g).
- ✓ Llenar el frasco nivelador con solución salina.
- ✓ Verificar que las llaves de paso funcionen correctamente fijando el nivel del líquido absorbedor de cada pipeta en el envase y el agua en la bureta en la marca superior con ayuda del frasco nivelador.
- ✓ Bajar el frasco nivelador y verificar que los niveles de los líquidos no cambie.

Anexos

- ✓ Conectar el balón con la muestra de gas a manguera de entrada.
- ✓ Abrir las válvulas para aislar las pipetas.
- ✓ Medir en la bureta graduada un volumen de gas (V_1) con ayuda del frasco nivelador.
- ✓ Accionar la válvula de manera que se haga pasar todo el volumen de gas 3-4 veces en cada pipeta con ayuda del frasco nivelador.
- ✓ Leer el volumen en la bureta graduada (V_2) después de pasar por cada una de las pipetas.
- ✓ Expulsar el gas remanente con ayuda del frasco nivelador.

➤ **Expresión de los resultados:**

El % volumétrico de cada componente se calcula con la fórmula:

$$\%V = \frac{V_1 - V_2}{V_1} * 100$$

Donde:

%V: % Volumétrico de cada componente

V1 : Volumen inicial de gas (mL)

V2 : Volumen final de gas (mL)

Anexo 4

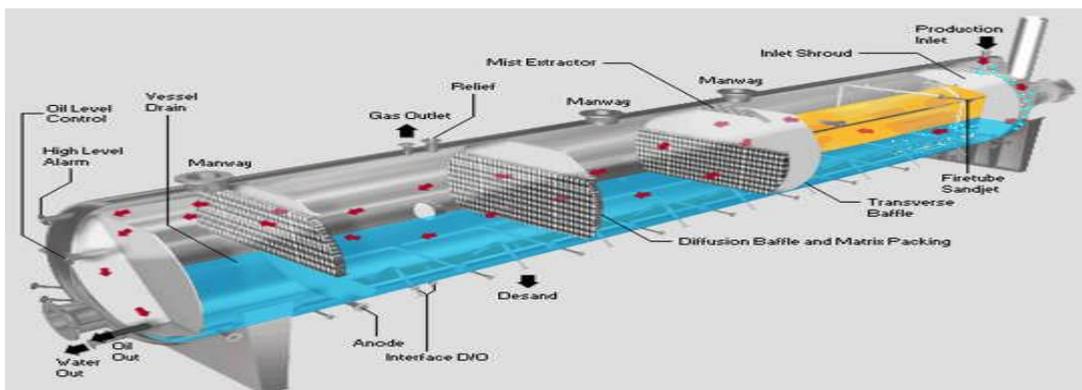


Figura 1.3 Esquema del separador de grupo vista inclinada

Anexo 5

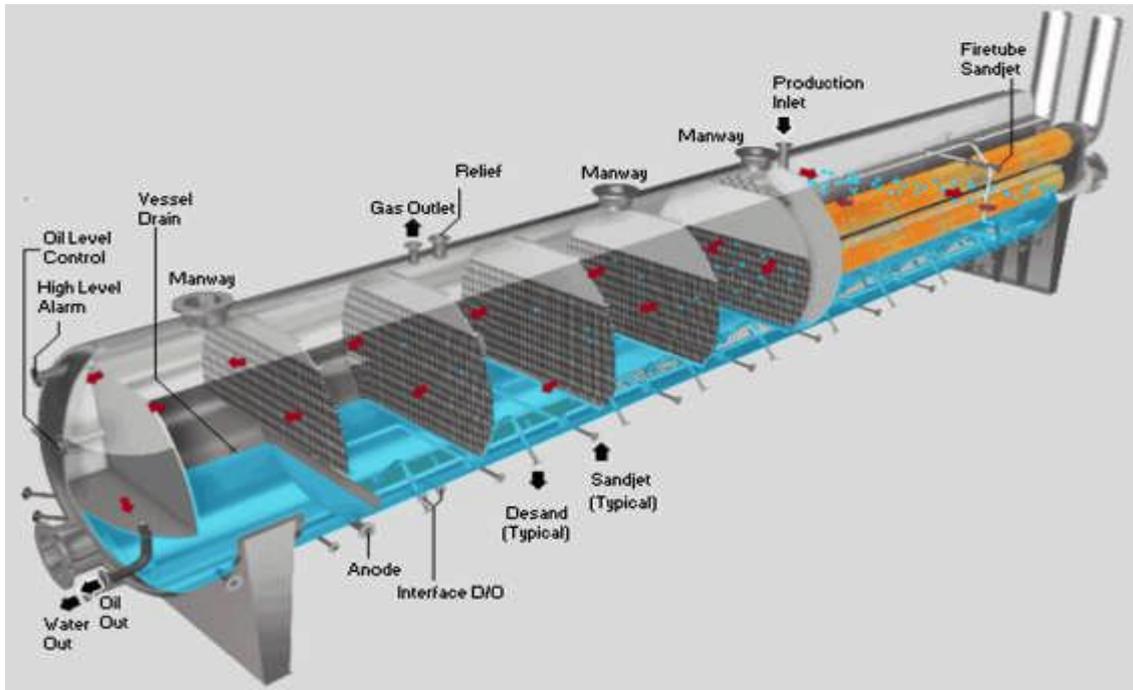


Figura 1.4 Esquema del treatar vista inclinada

Anexo 6

	T(°C)	T(K)	bsw(%)	v(m37h)	RHO(kg/m3)	P (kPa abs.)	
Emulsión, E	28	301	64	35,23			
Crudo tratado, CT	52	325	28	17,4	989		
Agua separada, W	52	325					
Gas al flear, GF	52	325		220		357	
Gas combustible, GA	27	300		175		357	
Gases de combustión, GC	335	608					
Aire de combustión, A	30	303					
Gas combustible y al flear							
	% molar	VCI	xi*VCI	a	b	c	d
CH4	81,39	-191,76	-156,073464	4,7500E+00	1,2000E-02	3,0300E-06	-2,6300E-09
C2H6	3,54	-341,26	-12,0807102	1,6480E+00	4,1240E-02	-1,5300E-05	1,7400E-09
C3H8	1,25	-488,53	-6,1066125	-9,6600E-01	7,2790E-02	-3,7550E-05	7,5800E-09
iC4H10	0,32	-633,75	-2,0279904	-1,8900E+00	9,9360E-02	-5,4950E-05	1,1920E-08
nC4H10	0,52	-635,39	-3,3040124	9,4500E-01	8,8730E-02	-4,3800E-05	8,3600E-09
iC5H12	0,47	-780,13	-3,6665922	3,1400E+00	5,5850E-02	-1,0980E-05	
nC5H12	0,12	-782,05	-0,9384552	3,1400E+00	5,5850E-02	-1,0980E-05	
CO2	10,37	0,00	0	5,3160E+00	1,4285E-02	-8,3620E-06	1,7840E-09
SH2	1,15	-123,94	-1,4253445	7,0700E+00	3,1280E-03	1,3640E-06	-7,8670E-10
	VCIgas combustible (kcal/mol)		-185,623181				
Gases de combustión, GC	Orsat (%mol.)						
CO2	6,1			5,3160E+00	1,4285E-02	-8,3620E-06	1,7840E-09
CO	0,0004			6,7260E+00	4,0010E-04	1,2830E-06	-5,3070E-10
O2	13,8			6,0850E+00	3,6310E-03	-1,7090E-06	3,1330E-10
N2				6,9030E+00	-3,7530E-04	1,9300E-06	-6,8610E-10
SO2				6,1570E+00	1,3840E-02	-9,1030E-06	2,0570E-09
H2O				7,7000E+00	4,5940E-04	2,5200E-06	-8,5870E-10
aire seco de combustion				6,3860E+00	1,7620E-03	-2,6560E-07	

Anexos

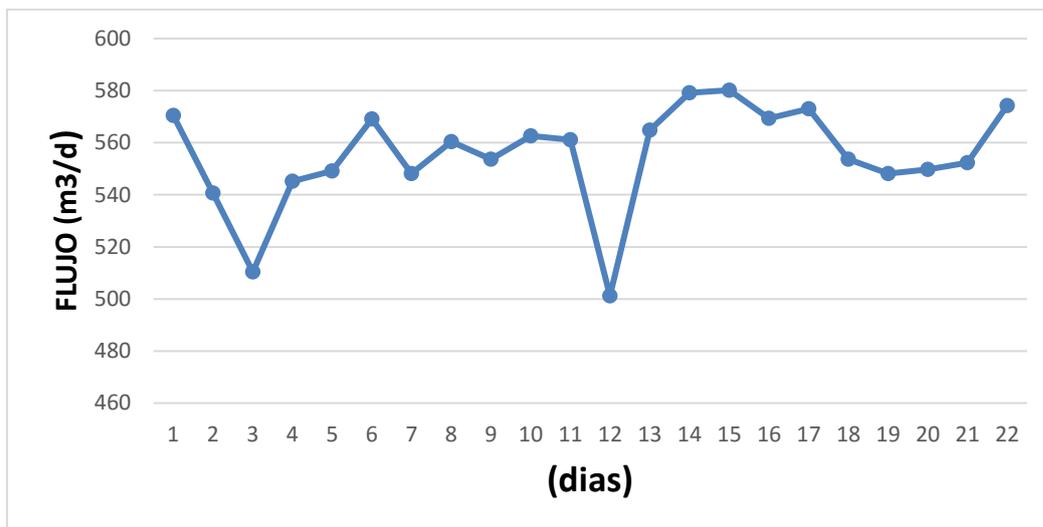
Anexo 9

Tabla1.2 Datos operacionales de la batería

Día	BSW Entrada	Presión (atm)	Temp salida (oC)	BSW salida	Gas (m3 e3)	Temp.Chimenea (oC)		Lect.flujometro m3		
						Norte	Sur	Petróleo	Agua	Fluido
1	20	3,9	141	3,1	5,364	283,6	285	413	167	580
2	21	3,8	140,2	4,5	15,231	285,63	283,2	445	124	569
3	22	4	139,8	5,5	14,23	244,63	279,3	425	170	595
4	23	3,9	138,7	4,5	16,235	285,36	298,3	430	154	584
5	19	4	140	2,1	8,325	265,36	279,3	475	72	547
6	17	3,8	141	5,1	16,365	258,36	285,3	401	161	562
7	24	3,9	137	6,3	17,325	298,63	265,3	462	73	535
8	21	4	135	3,5	19,323	295,3	298,3	489	80	569
9	22	3,9	139,3	4,5	21,365	296,3	254,3	445	133	578
10	18	4	139,5	3,6	22,365	275,3	287,3	426	159	585
11	16	3,9	141,2	5,1	19,325	284,3	269,7	421	153	574
12	21	3,8	139	6,2	18,523	265,3	286,3	436	160	596
13	20	4	141,25	4,5	23,365	287,3	274,36	475	49	524
14	16	3,9	137,6	5,6	13,265	268,3	296,3	453	112	565
15	21	4	138,3	4,5	12,365	279,3	286,3	415	113	528
16	22	4	140,2	6,8	15,231	280,2	298,6	465	90	555
17	23	4	139,8	5,4	13,568	286,3	269,3	436	132	568
18	24	3,9	139,3	2,1	11,2365	297,4	258,3	462	36	498
19	19	3,9	140	8,7	15,236	286,3	274,3	420	69	489
20	22	3,9	141,3	6,4	13,658	278,3	298,6	463	111	574
21	20	3,9	139	9,8	11,235	286,3	286,4	430	65	495
22	21	3,9	140	5,6	9,236	219,2	266,3	456	128	584
Total					332,3715			9743	2511	12254
Promedio	21	4	140	5	15	278	281	442	114	557

Anexo 10

Grafico 1.1 Comportamiento mensual del Flujo de Crudo



Anexo 11

Tabla 1.3 Cromatografía Líquida del crudo

BOILING POINT RANGE (C)	COMPONENT		MOLE FRACTION	MASS FRACTION	VOLUME FRACTION
36.1 - 68.9	HEXANES.....	C6	0.0002	0.0000	0.0001
68.9 - 98.3	HEPTANES.....	C7	0.0227	0.0075	0.0087
98.3 - 125.6	OCTANES.....	C8	0.0498	0.0187	0.0211
125.6 - 150.6	NONANES.....	C9	0.0576	0.0243	0.0268
150.6 - 173.9	DECANES.....	C10	0.0359	0.0168	0.0182
173.9 - 196.1	UNDECANES.....	C11	0.0117	0.0060	0.0064
196.1 - 215.0	DODECANES.....	C12	0.0166	0.0093	0.0099
215.0 - 235.0	TRIDECANES.....	C13	0.0241	0.0146	0.0153
235.0 - 252.2	TETRADECANES.....	C14	0.0293	0.0191	0.0199
252.2 - 270.6	PENTADECANES.....	C15	0.0355	0.0248	0.0256
270.6 - 287.8	HEXADECANES.....	C16	0.0201	0.0150	0.0154
287.8 - 302.8	HEPTADECANES.....	C17	0.0225	0.0178	0.0182
302.8 - 317.2	OCTADECANES.....	C18	0.0226	0.0189	0.0192
317.2 - 330.0	NONADECANES.....	C19	0.0145	0.0128	0.0129
330.0 - 344.4	EICOSANES.....	C20	0.0136	0.0126	0.0127
344.4 - 357.2	HENEICOSANES.....	C21	0.0184	0.0180	0.0180
357.2 - 369.4	DOCOSANES.....	C22	0.0272	0.0278	0.0278
369.4 - 380.0	TRICOSANES.....	C23	0.0200	0.0214	0.0213
380.0 - 391.1	TETRACOSANES.....	C24	0.0234	0.0261	0.0259
391.1 - 401.7	PENTACOSANES.....	C25	0.0313	0.0363	0.0360
401.7 - 412.2	HEXACOSANES.....	C26	0.0395	0.0477	0.0471
412.2 - 422.2	HEPTACOSANES.....	C27	0.0371	0.0465	0.0459
422.2 - 431.7	OCTACOSANES.....	C28	0.0610	0.0793	0.0782
431.7 - 441.1	NONACOSANES.....	C29	0.0600	0.0807	0.0793
441.1 - PLUS	TRIACONTANES.....	C30+	0.2802	0.3898	0.3822

BOILING POINT RANGE (C)	Aromatics		MOLE FRACTION	MASS FRACTION	VOLUME FRACTION
80.0	BENZENE.....	C6	0.0003	0.0001	0.0001
110.6	TOLUENE.....	C7	0.0026	0.0008	0.0007
136.2	ETHYLBENZENE.....	C8	0.0023	0.0008	0.0007
138.4 - 144.4	XYLENES.....	C8	0.0046	0.0016	0.0015
168.9	1,2,4 TRIMETHYLBENZENE.....	C9	0.0025	0.0010	0.0009

BOILING POINT RANGE (C)	Naphthenes		MOLE FRACTION	MASS FRACTION	VOLUME FRACTION
48.9	CYCLOPENTANE.....	CC5	0.0000	0.0000	0.0000
72.2	METHYLCYCLOPENTANE.....	MCC5	0.0018	0.0005	0.0005
81.1	CYCLOHEXANE.....	CC6	0.0004	0.0001	0.0001
101.1	METHYLCYCLOHEXANE.....	MCC6	0.0102	0.0033	0.0034

The above hexanes plus values are based upon a measured mass fraction and a calculated mole fraction, and assume a total hydrocarbon recovery from the chromatographic system.