



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

DETERMINACIÓN DE LA TEMPERATURA ÓPTIMA PARA
REALIZAR EL PROCESO DE DESALADO ELECTROSTÁTICO DE
CRUDO MAYA

TESIS MANCOMUNADA

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTAN

ERIK ANDRÉS FETTER PRUNEDA

Y

ENRIQUE RIVERO BORRELL ESCOBEDO



EXAMENES PROFESIONALES
FACULTAD DE QUÍMICA

MÉXICO, D.F.

2004.



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Jurado asignado:

Presidente	Prof. Carlos Galdeano Bienzobas
Vocal	Prof. Francisco Javier Garfias Vásquez
Secretario	Prof. Pedro Roquero Tejeda
1er. Suplente	Prof. Aída Gutiérrez Alejandre
2°. Suplente	Prof. Eduardo Flores Palomino

Sitio en donde se desarrolló el tema:

Laboratorio 222 del edificio "E", Facultad de Química, UNAM

Asesor del Tema:

Dr. Francisco Javier Garfias Vásquez



Sustentantes:

Erik Andrés Fetter Pruneda



Enrique Rivero Borrell Escobedo



AGRADECIMIENTOS DE ERIK

Mi más sincera gratitud a la Universidad Nacional Autónoma de México, que me dio la oportunidad de crecer y formarme profesionalmente. Agradezco a la Facultad de Química y a sus académicos, que con su continuo entusiasmo y esmero contribuyeron a mi aprendizaje y formación tanto personal como profesional.

De manera muy especial me gustaría mencionar a mi profesor y también asesor de tesis, Francisco Javier Garfias Vásquez. Sin su gran apoyo, motivación y asesoría, este trabajo de tesis no hubiera sido posible. Agradezco también sus consejos, mismos que me ayudaron a buscar siempre una superación personal y a entender que el camino del aprendizaje nunca acaba.

Gracias también a mi profesor y Presidente del Jurado Carlos Galdeano Biezobas, por su apoyo durante la carrera y su enseñanza durante el curso de Ingeniería Económica.

Agradezco al Profesor Pedro Roquero Tejada, Secretario del Jurado, cuyo conocimiento del tema nos permitirá sin duda recibir una gran y valiosa retroalimentación.

Al Ing. José Antonio Campos de la Refinería de Salamanca por su apoyo y amables contribuciones a esta tesis. También a la Mtra. Marisol Garfias del Instituto Mexicano del Petróleo quien nos recibió en el laboratorio que tiene a su cargo.

A mi compañero de carrera y también autor de esta tesis mancomunada, Enrique Rivero Borrell. El desarrollo de esta tesis implicó un gran trabajo en equipo y mucha paciencia para poder ponernos de acuerdo y discutir ciertos temas. Enrique, gracias por tu amistad durante toda la carrera y así mismo por tu entusiasmo y dedicación, mismo que nos llevó a elaborar este trabajo.

Gracias a Verónica López Guazo Díaz González, por hacer posible que camináramos juntos durante toda la carrera, por tu apoyo, cariño, amor y amistad incondicional.

Agradezco a mi familia, mis padres, abuelos, tíos, hermana y primos. A todos ellos, gracias por estar conmigo en las buenas y en las malas.

A las familias López Guazo y Rivero Borrell por recibirme con el cariño de un hijo y por la gran amistad que nos une.

Y claro está, gracias a todos mis amigos, por su amistad, consejos y por estar allí cuando más los necesité. Mau, gracias por la larga y sincera amistad desde la prepa, por esos buenos ratos que vivimos juntos y por los próximos que vendrán.

AGRADECIMIENTOS DE ENRIQUE

En primera instancia deseo agradecer a la Universidad Nacional Autónoma de México por la educación y formación que me brindó durante estos años. Especialmente deseo agradecer al Ing. Carlos Galdeano por mostrarme el camino de la Ingeniería Química y por ser un buen amigo. Así mismo, al Dr. Francisco Javier Garfias por sus consejos y recomendaciones con motivo de este trabajo de tesis y al Dr. Pedro Roquero por aceptar formar parte de nuestro jurado.

Por su valioso apoyo, agradezco también al Ing. José Antonio Campos quien nos recibió en la Refinería de Salamanca y nos proporcionó mucha información operativa acerca del proceso de desalado. Así mismo, agradezco a la Mtra. Marisol Garfias del IMP ya que nos brindó un gran apoyo en la parte experimental de esta tesis.

También deseo expresar mi agradecimiento al personal de la Secretaría del Medio Ambiente del Distrito Federal y en especial a la Dra. Claudia Sheinbaum Pardo por concederme todas las facilidades para realizar este trabajo de tesis mientras trabajaba como miembro de su equipo.

Quiero agradecer profundamente a Carlos, César, Chelo, Rodrigo y Rogelio por su amistad a través de todos estos años. También a Erik y Verito por formar, junto conmigo, un gran equipo durante nuestros estudios y por su valiosa amistad.

Agradezco también a la familia Fetter Pruneda por su amistad y todo el apoyo y comprensión que nos brindó durante la realización de esta tesis.

Mi mayor agradecimiento a toda mi familia por todo su amor, apoyo y comprensión, pero especialmente a mis padres, a Rod y a Lore.

Finalmente, le agradezco a Ana por todo su amor y por constituirse como mi mayor motivo para ser mejor cada día.

RESUMEN

El estudio del proceso de desalado electrostático del crudo Maya merece una especial atención toda vez que se trata de un tipo de crudo cuyas propiedades físicas son muy particulares y difieren sensiblemente de las de los otros dos tipos de crudo que hay en México.

Un análisis de los diferentes fenómenos que ocurren al llevar a cabo el proceso de desalado electrostático sugiere la existencia de una temperatura óptima, desde el punto de vista económico, para realizar el proceso.

Considerando lo anterior, se estudió el efecto de la temperatura sobre la densidad, viscosidad y conductividad del crudo Maya, siguiendo los procedimientos establecidos en las normas ASTM-D-1298, ASTM-D-445 y ASTM-D-3230, respectivamente. Al respecto, se obtuvieron resultados experimentales que dieron lugar a modelos matemáticos con un alto nivel de correlación. Estos modelos matemáticos constituyen un gran avance ya que actualmente existe muy poca información disponible acerca de este tipo de crudo. En contraste, los procesos de tratamiento de crudo deben ser diseñados o adaptados para el tratamiento de alimentaciones con características específicas.

La información obtenida a partir de las correlaciones desarrolladas de forma experimental se introdujo en un modelo económico que simula la operación del desalador a una temperatura superior a la actual. Este modelo fue utilizado para

simular la operación de un desalador ubicado en la refinería Ing. Antonio M. Amor, situada en la ciudad de Salamanca, Guanajuato.

La simulación realizada permitió concluir que existe una temperatura óptima para realizar el proceso de desalado electrostático y que ésta, para el caso estudiado, es de 135°C. Es decir, la temperatura de operación actual de 105°C debe ser modificada para asegurar un mejor rendimiento del proceso.

Si bien se observó que el modelo puede y debe ser mejorado, se demostró que es necesario un estudio profundo del proceso de desalado, de forma tal que éste pueda ser operado en una mejor manera que la actual, promoviendo así un aumento en la competitividad de la industria petrolera mexicana.

INDICE

AGRADECIMIENTOS DE ERIK	iii
AGRADECIMIENTOS DE ENRIQUE	v
RESUMEN	vii
ÍNDICE	ix
INTRODUCCIÓN	xiii
CAPÍTULO 1 GENERALIDADES DE LA INDUSTRIA DEL PETRÓLEO EN MÉXICO	1
1.1 Producción y tipos de crudo	2
1.2 El refinado de petróleo	9
CAPÍTULO 2 EL PROCESO DE DESALADO DEL PETRÓLEO	14
2.1 La necesidad de desalar el crudo	15
2.2 Naturaleza de la emulsión agua – aceite en el crudo	18
2.3 El proceso de desalado	21
2.3.1 Conceptos fundamentales del desalado	21
2.3.2 Proceso físico – mecánico de desalado	24
2.4 Variables de operación en el proceso de desalado	31
2.4.1 Contenido de agua en la emulsión	31
2.4.2 Mezclado	32
2.4.3 Cantidad de desemulsificante	33
2.4.4 Área del electrodo	33
2.4.5 Voltaje y amperaje	34
2.4.6 Conductividad del crudo	38

2.4.7	Viscosidad del crudo	40
2.4.8	Densidad	41
2.4.9	Temperatura	43
2.5	Optimización del proceso de desalado con base en la temperatura	46
CAPÍTULO 3 DETERMINACIÓN EXPERIMENTAL DE LA DENSIDAD, VISCOSIDAD Y CONDUCTIVIDAD DEL CRUDO MAYA EN FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA		47
3.1	Determinación experimental de la densidad del crudo Maya en función de la temperatura	48
3.1.1	Procedimiento experimental de acuerdo con la norma ASTM-D-1298	48
3.1.2	Resultados obtenidos para la densidad en función de la Temperatura	49
3.2	Determinación experimental de la viscosidad del crudo Maya en función de la temperatura	50
3.2.1	Procedimiento experimental de acuerdo con la norma ASTM-D-445	50
3.2.2	Resultados obtenidos para la viscosidad en función de la Temperatura	53
3.3	Determinación experimental de la conductividad del crudo Maya en función de la temperatura	53
3.3.1	Procedimiento experimental de acuerdo con la norma ASTM-D 3230-89	54

3.3.2	Resultados obtenidos para la determinación de la constante de celda	57
3.3.3	Resultados obtenidos para la conductividad en función de la temperatura	59
CAPÍTULO 4 ANÁLISIS DE RESULTADOS EXPERIMENTALES Y DETERMINACIÓN DE LA TEMPERATURA ÓPTIMA DEL PROCESO DE DESALADO		61
4.1	Determinación del modelo matemático para las variables densidad, viscosidad y conductividad del crudo Maya como funciones de la Temperatura	62
4.1.1	Densidad	62
4.1.2	Viscosidad	63
4.1.3	Conductividad	64
4.2	Determinación de la temperatura óptima de desalado de crudo Maya	67
4.2.1	Cálculo del beneficio por incremento de flujo (BIF)	69
4.2.2	Determinación de los costos por aumento de potencia (CP)	78
4.2.3	Determinación de los costos por bombeo de mayor caudal (CB)	79
4.2.4	Determinación de los costos por precalentamiento de agua (CQ)	80
4.2.5	Simulación del esquema de costos y beneficios aplicado a la refinería Ing. Antonio M. Amor situada en la ciudad de Salamanca	84

4.2.6 Resultados obtenidos para la simulación del esquema de cosos y beneficios aplicado a la refinería Ing. Antonio M. Amor situada en la ciudad de Salamanca	88
CAPÍTULO 5 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	92
5.1 Conclusiones	93
5.2 Recomendaciones	96
APÉNDICE	99
LISTA DE SÍMBOLOS	105
LISTA DE TABLAS	110
LISTA DE FIGURAS	112
LISTA DE ECUACIONES	114
REFERENCIAS	117

INTRODUCCIÓN

Durante muchos años la industria del petróleo ha representado para México un eje muy importante en su economía. Alrededor de 3 millones de barriles diarios son producidos en los diferentes yacimientos nacionales. De esta producción el 44% es dirigido al mercado nacional [PEMEX, 2003] para ser procesado y convertido en productos de mayor valor agregado como la gasolina. Lo anterior da cuenta de la constante necesidad de investigar, optimizar y actualizar la tecnología de cada una de las etapas del proceso de refinación.

En México se producen tres tipos de crudo que se clasifican de acuerdo con su densidad en Maya (pesado), Istmo (ligero) y Olmeca (superligero) [IMP, 2003]. Las diferencias tan marcadas entre estos tres diferentes tipos de crudo sugieren la necesidad de realizar un estudio individual a cada uno, para determinar las características de proceso más favorables.

Debe considerarse que de los tres tipos de crudo, el que se encuentra en mayor proporción en México es el crudo Maya y que éste posee características particulares como un alto porcentaje de azufre y sales, su alta viscosidad y densidad así como un alto contenido de materiales orgánicos conductores [Pérez, 2000]. Resulta entonces razonable realizar un estudio particular sobre este tipo de crudo ya que el tratamiento del mismo presenta retos muy particulares.

Antes de su refinación, se debe someter al crudo Maya a un proceso de desalado ya que su contenido de sales se encuentra alrededor de 47 lb/1000 barriles [Pérez, 2000]. Se considera aceptable un contenido máximo de sales de hasta 10 lb/1000 barriles [Gary y Handwerk, 1994], sin embargo, en la práctica el contenido de sales se reduce hasta un máximo de 1 lb/1000 barriles. Lo anterior se debe a que la sal se incrusta en las líneas de transporte, equipos de transferencia de calor y en las columnas de destilación. Así mismo, debido a las altas temperaturas utilizadas durante el proceso de refinación, una cantidad de agua que acompaña al crudo puede hidrolizarse y formar ácido clorhídrico con los iones no metálicos provenientes de las sales. La presencia de un medio ácido favorece la corrosión de los equipos utilizados en el proceso de refinación y disminuye su vida útil [Gary y Handwerk, 1994].

Mediante un tratamiento primario se reduce la cantidad de sal en el crudo hasta 35 lb/1000 barriles, este se realiza en el punto de extracción. Un segundo proceso de desalado debe realizarse en la refinería para reducir el contenido de sales hasta 1 lb /1000 barriles o menos.

Esta tesis se ocupa del estudio correspondiente a la etapa de desalado electrostático del crudo. Este proceso consiste en mezclar al crudo con agua para formar una emulsión en la cual la sal contenida en el crudo pasa a la fase acuosa. Posteriormente, las fases acuosa y orgánica son separadas mediante la aplicación de un campo eléctrico que obliga a que pequeñas gotas de agua coalescan

formando gotas mayores para, finalmente, separarse por acción de la gravedad [Bartley, 1982].

El proceso de separación del agua, es decir de la caída de gotas de agua a través del crudo, se rige por la ley de Stokes [Heimbaugh y Jones, 1998]. De acuerdo con dicha ley, al disminuir la viscosidad del crudo la velocidad de sedimentación aumenta por lo que el proceso se vuelve más rápido y es posible tratar una mayor cantidad de crudo por unidad de tiempo, lo cual implica un beneficio económico derivado del incremento de producción. Para lograr este efecto, se aumenta la temperatura del crudo y del agua, ya que la viscosidad del crudo disminuye sensiblemente con la temperatura

Así mismo, se tiene que al aumentar la temperatura aumenta también la conductividad del crudo [Warren, 2002]. Este aumento implica, considerando una diferencia de potencial fija, un aumento en la cantidad de corriente eléctrica que atraviesa a la emulsión. Estudios realizados han mostrado que este aumento en la cantidad de corriente no promueve la separación del agua, sino que su único efecto es el de aumentar la cantidad de potencia requerida por el proceso [Heimbaugh y Jones, 1998], es decir, que aumentan los costos de operación.

La situación antes descrita sugiere la existencia de una temperatura de operación tal que la rentabilidad del proceso pueda ser maximizada. El propósito de esta tesis es determinar si tal temperatura existe y, de ser así, cuál deberá ser el procedimiento a seguirse con el fin de determinarla, considerando que las

características físicas del crudo y el agua utilizados varían según el pozo de origen del crudo y la localización de la refinería en que este proceso se lleve a cabo.

Para cumplir con los objetivos planteados, esta tesis estudió el comportamiento de la densidad, viscosidad y conductividad del crudo Maya en función de la temperatura, con el fin de generar modelos matemáticos que describan este comportamiento. Cabe resaltar que dichos modelos no han sido publicados para el caso del crudo Maya, por lo que su estudio resulta de gran importancia en el contexto de la industria del petróleo en México.

Las metodologías experimentales seguidas para establecer los modelos matemáticos correspondientes se basaron en las normas publicadas por la *American Society for Testing Materials* (ASTM), cuyo procedimiento detallado se incluye en el cuerpo de la tesis. La muestra de crudo utilizada en las pruebas proviene de la sonda de Campeche y se trata de crudo Maya con densidad de 21.6°API (a 22°C). Adicionalmente, se realizó la determinación de conductividad a una muestra de crudo tipo Istmo (31°API a 22°C) con fines comparativos.

Los resultados obtenidos a partir de este estudio comparativo, mostraron que la conductividad del crudo ligero es considerablemente menor que la del crudo pesado. Si a esto se agrega que la densidad y viscosidad de ambos tipos de crudo son evidentemente distintas, se concluye que el modelo que resulta de estos estudios permitirá obtener resultados particulares para cada tipo de crudo. Es decir,

que los modelos desarrollados para crudo Maya reflejarán los requerimientos de proceso específicos para este tipo de crudo.

Se encontró que las tres propiedades estudiadas dependen de la temperatura y se desarrollaron los modelos matemáticos correspondientes a dicha dependencia. Estos modelos, siendo funciones únicamente de la temperatura de operación del proceso de desalado electrostático del crudo Maya fueron incorporados a un modelo mayor que simula la generación de costos y beneficios derivados de cambiar las condiciones actuales de operación.

Cabe señalar que el modelo de optimización considera exclusivamente aquellos costos y beneficios de carácter crítico que ocurren como consecuencia de efectuar un cambio en la temperatura de proceso. Esto se debe a que los demás costos se consideran fijos y las otras variables incluidas en el modelo se consideran constantes. Para lograr un mejor modelo, se hizo énfasis en utilizar valores de variables lo más apegados a la realidad.

CAPÍTULO 1

GENERALIDADES DE LA INDUSTRIA DEL PETRÓLEO EN MÉXICO

1.1 Producción y tipos de crudo

El petróleo es una mezcla de miles de compuestos químicos que coexisten en fase sólida, líquida y gaseosa. Los compuestos que forman el petróleo se llaman hidrocarburos, ya que están formados por átomos de carbono e hidrógeno así como pequeñas proporciones de nitrógeno, azufre, oxígeno y algunos metales. Su color varía entre ámbar y negro y su nombre significa "aceite de piedra" ya que ocurre de manera natural en depósitos de roca sedimentaria [Instituto Mexicano del Petróleo (IMP), 2003].

En México, el petróleo era conocido desde tiempos prehispánicos, ya que los antiguos pobladores lo utilizaban con diversos fines, por ejemplo, como impermeabilizante para sus embarcaciones. Hoy en día, la industria del petróleo en México tiene una gran importancia en el contexto del desarrollo nacional, toda vez que los ingresos provenientes de la venta de petróleo crudo en el exterior representan la primera fuente de divisas para el país [Instituto Nacional de Estadística, Geografía e Informática (INEGI), 2003]. En el mercado interno, la producción de la industria petrolera representa el 16.4% de la producción total en el sector público, así mismo, la venta de productos derivados del petróleo constituye el 14.45% del Producto Interno Bruto correspondiente al sector de manufactura [INEGI, 2003].

La producción petrolera en México es muy grande, tan solo en el 2002 se produjeron 3,178,000 barriles diarios [Petróleos Mexicanos (PEMEX), 2003]. Así

mismo, durante el primer trimestre del 2003 se llegó a una producción record de 3,420,000 barriles diarios y se espera que para el 2006 la producción alcance los 3,800,000 barriles diarios. Existen tres tipos de crudo en México: Maya, Olmeca e Istmo. La principal diferencia entre los tres es su densidad y contenido de azufre. Por su densidad los crudos se clasifican de la siguiente manera [IMP, 2003]. Lo anterior se muestra en la Tabla 1.1.

Tabla 1.1 Clasificación del crudo de acuerdo a su densidad

Crudo	Densidad (g/cm ³)	Densidad (grados API)
Extrapesado	> 1.0	10.0
Pesado	1.0 – 0.92	10.0 – 22.3
Mediano	0.92 – 0.87	22.3 – 31.1
Ligero	0.87 – 0.83	31.1 – 39.0
Superligero	< 0.83	> 39.0

Es deseable que el crudo sea lo más ligero posible, ya que su proceso de refinamiento es más simple, facilitando la obtención de productos atractivos como la gasolina y el diesel.

Así mismo, de acuerdo con su contenido de azufre, los diferentes tipos de crudo se clasifican como se muestra en la Tabla 1.2 [IMP, 2003].

Tabla 1.2 Clasificación del crudo de acuerdo a su contenido de azufre

Clasificación del contenido de azufre	Contenido (% peso)
Alto	> 1.0
Medio	0.5 – 1.0
Bajo	< 0.5

En cuanto a su contenido de azufre, es deseable que éste sea muy bajo. En un principio se buscó eliminar del crudo a los compuestos derivados del azufre debido al olor fuerte y desagradable que conferirían a la gasolina y queroseno. Posteriormente, se encontró que los compuestos de azufre tienen otros efectos indeseables como la corrosión, reducción del efecto del tetraetilo de plomo como agente antidetonante y la contaminación del medio ambiente.

Los tres tipos de crudo mexicano poseen diferentes características de densidad y contenido de azufre [IMP, 2003]. La tabla 1.3 indica tales diferencias.

Tabla 1.3 Características de los tres tipos de crudo mexicano

Aceite Crudo	Azufre (% en peso)	Densidad grados API
Maya (Pesado)	3.3	22
Istmo (Ligero)	1.3	33.6
Olmeca (Superligero)	0.8	39.3

Como puede observarse, las características físicas del crudo tipo Maya son las menos atractivas. Tal situación queda confirmada si se observan los diferentes precios de los tres tipos de crudo, mismos que durante enero del 2003 fueron los señalados en la tabla 1.4 [PEMEX, 2003].

Tabla 1.4 Precios de los tres tipos de crudo mexicano

Tipo de Crudo	Precio (USD/barril)
Maya	27.64
Istmo	30.73
Olmeca	31.59

Dada la evidente conveniencia de obtener crudo tipo Olmeca, vale la pena considerar si este tipo de crudo se encuentra disponible. Es decir, que además de la cantidad total de crudo extraída, debe considerarse la proporción que existe entre los tres tipos de crudo antes descritos. Durante el 2002, de la producción total de crudo, el 68.2% correspondió a crudo Maya, el 17.4% a crudo tipo Istmo y el restante 14.4% a crudo Olmeca [PEMEX, 2003], es decir, que el crudo Maya representa la mayor parte de la producción de crudo, como se muestra a continuación:

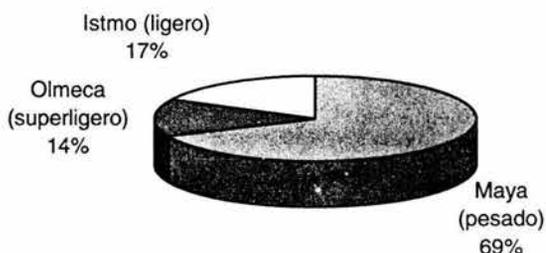


Figura 1.1 Proporción de la producción de petróleo en México, de acuerdo con el tipo de crudo.

Así mismo, vale la pena analizar el destino que se da al crudo, distinguiendo lo que ocurre a cada uno de los tipos de petróleo extraídos. Del total de crudo extraído en México durante el año 2002, el 46.7% se destinó al mercado interno y el restante 53.3% al mercado externo [PEMEX, 2003]. Cabe resaltar que los tres tipos de crudo se dividen de manera desigual entre ambos mercados, dando preferencia al consumo interno de los crudos más ligeros, mientras que la Mezcla Mexicana de Exportación está constituida principalmente por crudo Maya. Durante el primer

trimestre del 2003, la mencionada mezcla se encontraba constituida de la siguiente manera: 86.8% Maya, 11.5% Olmeca y 1.8% Istmo [PEMEX, 2003]. Sin embargo, para fines comparativos, se referirá la proporción de los tres tipos de crudo como ocurrió en el año 2002, como puede apreciarse en las siguientes figuras:

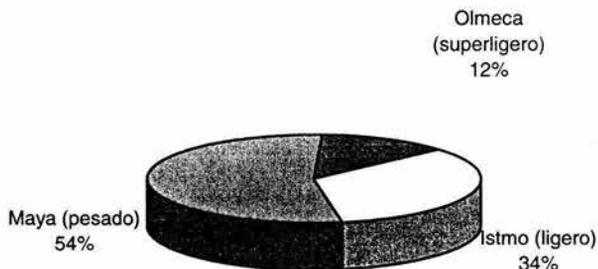


Figura 1.2 Proporción de la mezcla en el mercado interno

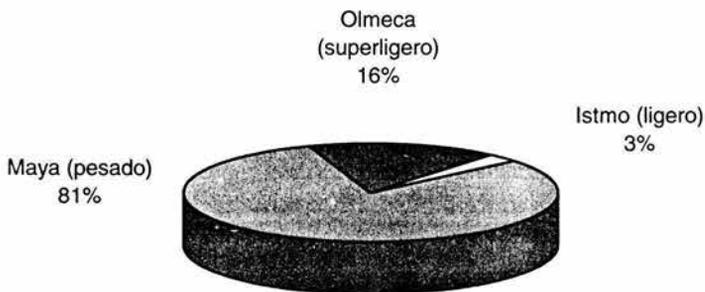


Figura 1.3 Proporción de la mezcla en el mercado externo

Como se puede apreciar, la participación del crudo Maya en ambas mezclas es muy considerable, aunque lo es mucho más en la mezcla de exportación.

Realizando un análisis de los años 2001, 2002 y primer trimestre del 2003, se observa que la cantidad total de crudo extraído va en aumento, así como la proporción de crudo Maya con respecto al total. Por otra parte, la proporción de crudo Maya en la mezcla de exportación ha aumentado mientras que se ha mantenido relativamente constante en el mercado interno. Esto implica que el crudo Maya excedente se ha destinado a la exportación, en lugar de dirigirse al mercado interno. Tal comportamiento histórico puede apreciarse en las figuras 1.4 a 1.6:

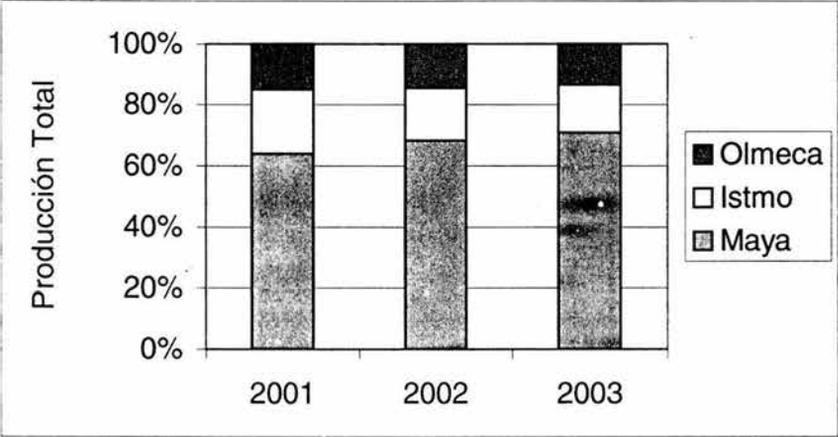


Figura 1.4 Proporción de los tres tipos de crudo en la producción total

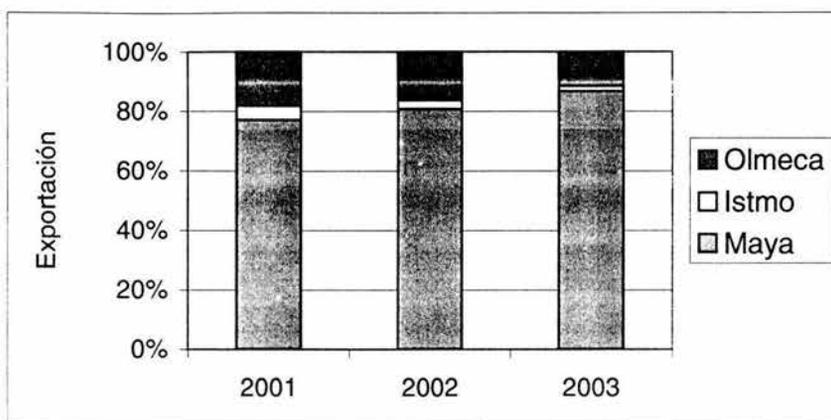


Figura 1.5 Proportión de los tres tipos de crudo en la mezcla de exportación

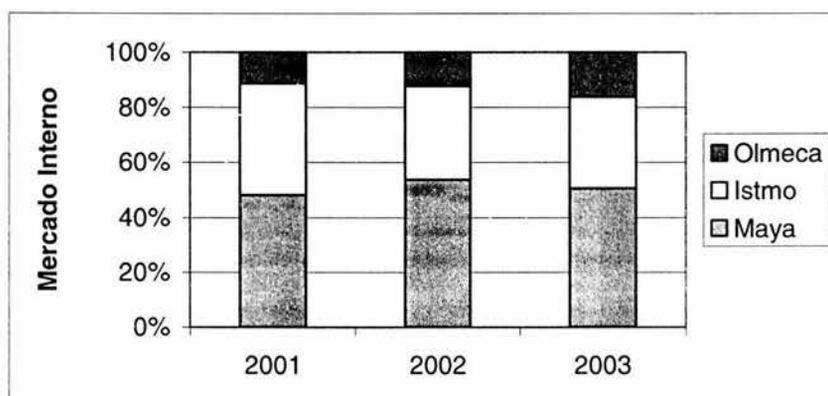


Figura 1.6 Proportión de los tres tipos de crudo en el mercado interno

Si se considera que el crudo Maya es aquel que existe en mayor proporción en México, resulta lógico que éste sea el que se consume en mayor proporción en el mercado nacional. Sin embargo, como se mencionó anteriormente, se ha evitado aumentar su proporción en el consumo interno. Esta situación se debe a que el crudo Maya posee las características más desfavorables para su refinación y a que de los

crudos pesados se deriva una menor cantidad de gasolina y otros productos de alto valor comercial, en comparación con crudos ligeros. Del crudo Maya se obtiene un rendimiento volumétrico de tan solo 15.7% de gasolina, mientras que para el crudo tipo Istmo éste es del 26% [IMP, 2003].

Si la tendencia en cuanto a la extracción de los tres tipos de crudo continúa, la proporción de crudo Maya en la extracción aumentará lo suficiente como para que no todo el excedente pueda ser vendido en el exterior. Es decir, que pronto existirá la necesidad de consumir más crudo Maya en el mercado nacional y, por lo tanto, la cantidad de este tipo de crudo que deberá ser refinada se incrementará.

Lo anterior hace imprescindible que el proceso de refinado del crudo Maya sea revisado a profundidad, de tal manera que pueda realizarse en una forma más eficiente y competitiva.

A continuación se describe el proceso de refinado del petróleo, haciendo énfasis en la complejidad del mismo así como en las condiciones de operación que se requieren. Esto, con la finalidad de explicar la importancia que tiene el proceso de desalado como un primer paso en el proceso de refinado del petróleo.

1.2 El refinado del petróleo

A la salida del pozo, el crudo se encuentra normalmente asociado a una cantidad de gas natural así como de agua y sólidos suspendidos. El gas natural se

retira de la fase líquida en separadores aceite-gas que se encuentran en la cercanía del pozo. Así mismo, es común que parte del agua y sólidos suspendidos sedimenten en los tanques de almacenamiento. Sin embargo, parte del agua contenida en la fase líquida se encuentra en forma de emulsión, por lo que no sedimenta. Dicha agua, a la que nos referiremos en adelante como agua emulsionada, contiene una importante cantidad de sales disueltas, principalmente cloruro de sodio (NaCl), cloruro de magnesio (MgCl₂) y cloruro de calcio (CaCl₂) que pueden encontrarse en proporciones promedio de 70%, 20% y 10% respectivamente [The American Society for Testing Materials (ASTM), 1997].

El contenido de sal en el crudo varía significativamente dependiendo del pozo de donde se extraiga; sin embargo, existe el criterio de desalar los crudos que contengan cantidades de sal superiores a 10 lb/1000 barriles, expresadas como NaCl [Gary y Handwerk, 1994].

En el caso del crudo Maya, la cantidad de sal que contiene es de 47 lb/1000 barriles según determinaciones realizadas mediante el método IMP-018 [Pérez, 2000], lo cual hace imperativo el desalado de este crudo. En la práctica, Pemex Exploración y Perforación (PEP) realiza un desalado primario del crudo, para llevar el contenido de sal a 35 lb/1000 barriles, antes de ser enviado a las refinerías. Posteriormente, cada refinería debe someter el crudo a un proceso secundario de desalado, para reducir su contenido de sal desde 35 hasta 1 lb/1000 barriles. Dicho proceso se lleva a cabo en un desalador electrostático que opera a una temperatura

comprendida entre 93 y 149 °C y alta presión, para evitar la pérdida de compuestos volátiles y del agua emulsionada por vaporización.

Una vez desalado el crudo, éste ingresa a un sistema de intercambio de calor donde su temperatura aumenta a 288°C, como precalentamiento para ingresar, posteriormente, a un calentador a fuego directo donde su temperatura alcanza los 400°C. En ese momento, la corriente ingresa a una columna de destilación atmosférica. La elevada temperatura es suficiente para vaporizar todos los componentes de domos y parte de los componentes de fondo, alrededor del 20% de los mismos. Este 20% de componentes de fondo se fracciona en los platos que se encuentran por encima de la alimentación, tal objetivo es logrado mediante el uso de un sistema de reflujo que consiste en condensar la corriente de domos y reingresar parte de la misma a través de los platos superiores de la columna. Si se utiliza un reflujo máximo (reingresar la máxima cantidad posible de condensado) se obtiene una separación más selectiva, sin embargo, esto implica que la cabeza de la columna requiera un gran diámetro, lo cual aumenta los costos. Para librar este obstáculo, es común extraer parte de la corriente de reflujo en platos intermedios y enfriarla utilizando cambiadores de calor, posteriormente, la corriente extraída vuelve a ingresar a la columna.

Por razones de seguridad y para aumentar la separación, es común inyectar una corriente de vapor por debajo del plato de alimentación. La presencia del vapor ayuda a separar y arrastrar el gasóleo residual que se encuentre por debajo de la alimentación, pues reduce la presión parcial de los hidrocarburos y disminuye la

temperatura de vaporización de los mismos. El efecto logrado consiste en productos de fondo con alto punto de inflamación.

Las columnas de separación están conformadas por 30 a 50 platos, requiriéndose de 5 a 8 platos por cada producto que será separado en la columna. Cada uno de estos productos separados lateralmente arrastrará consigo una cantidad de componentes de bajo punto de ebullición, por lo que deben ingresar a pequeñas columnas de separación individual llamadas agotadores, que constan de 4 a 10 platos. En los agotadores también se alimenta una corriente de vapor, para asegurar la separación.

Los productos obtenidos en el domo se separan en un tanque, retirándose aquellos que son gaseosos por la parte superior, mientras que los líquidos se extraen por debajo y son separados en dos corrientes, una de ellas constituye el reflujo y la otra se envía como gasolina a la sección de estabilización de la planta.

En cuanto a los componentes extraídos de manera lateral, es común que estos pasen a procesos de craqueo catalítico, donde son reformados para dar lugar a componentes más ligeros y de mayor valor comercial.

Los componentes más pesados son destilados al vacío, ya que la alta temperatura requerida para su destilación atmosférica podría causar su descomposición térmica. Al aplicar vacío, disminuye el punto de ebullición, por lo que es posible su destilación. La presión de operación de estas columnas se encuentra

en un rango de 25 a 40 mmHg (absoluta), aunque se reportan mejores resultados si ésta disminuye a 10 mmHg o menos.

El proceso de refinación del crudo se muestra en el diagrama de flujo de la figura 2.7.

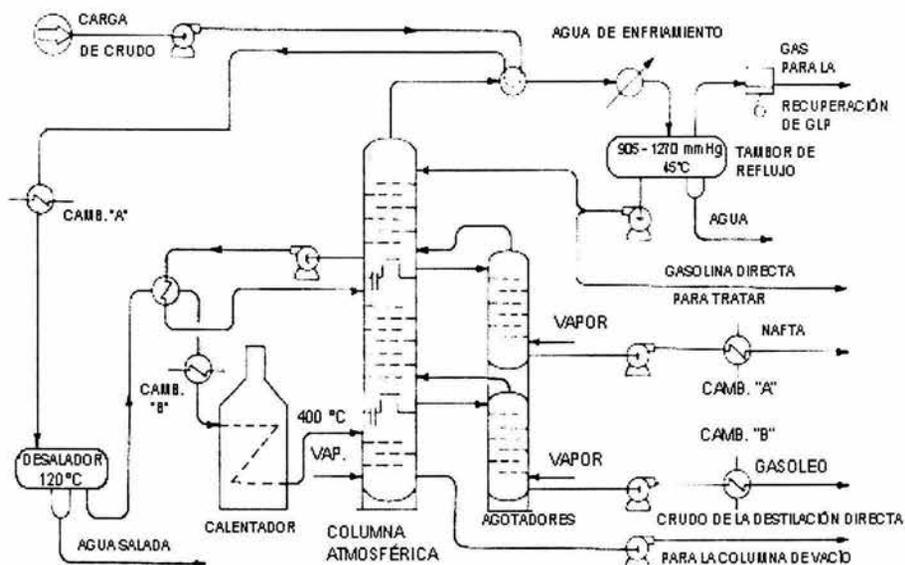


Figura 1.7 Proceso de refinación del crudo
[Gary y Handwerk, 1994]

Dada la complejidad del proceso de refinación que involucra diversos equipos de transferencia, tanto de masa como de energía, y condiciones tan extremas de presión y temperatura, se hace imprescindible retirar de este proceso todas aquellas sustancias que puedan alterarlo. Tal es la función del desalado electrostático que se lleva a cabo como primer paso en el procesamiento del crudo, ya que se trata del sistema que mayor protección brinda al equipo de refinación.

CAPÍTULO 2

EL PROCESO DE DESALADO DEL PETRÓLEO

2.1 La necesidad de desalar el crudo

En los últimos años, el desalado de crudo en la refinería ha adquirido una gran importancia, particularmente debido a que la presencia de sales en el crudo implica serios problemas que pueden verse reflejados en el aumento de los costos de operación en las refinerías.

Las sales que con mayor frecuencia se encuentran en el crudo son las siguientes: NaCl , CaCl_2 y MgCl_2 , es decir, cloruros de metales. Dichos compuestos deben ser retirados del crudo antes de que éste sea destilado atmosféricamente, ya que durante éste proceso se alcanzan temperaturas lo suficientemente altas como para que el agua, en la que vienen disueltas las sales, hidrolice. Este proceso de hidrólisis del agua conduce a la formación de ácido clorhídrico (HCl) en el interior de la columna de destilación [Gary y Handwerk, 1994], promoviendo la corrosión, tanto en la columna como en los equipos de transferencia de calor. Adicionalmente, aun cuando la sal no dé lugar a la formación de ácido clorhídrico, ésta sí promueve la incrustación en las superficies de transferencia de calor así como en el interior de las líneas de transporte [Gary y Handwerk, 1994].

Otra función del desalado, consiste en proteger aquellos equipos en los que se utilicen catalizadores, particularmente, los reformadores catalíticos. Como se ha expuesto anteriormente, el cloruro de sodio es la sal que se presenta en mayor cantidad en el crudo (70% en promedio); el sodio ha sido reconocido como un serio contaminante de los catalizadores, debido a que a las altas temperaturas presentes

en los reformadores éste puede reaccionar con la sílica, reduciendo el área total del catalizador [Harris, 1996]. Adicionalmente, existe evidencia de que la presencia del sodio en la alimentación aumenta el astillado del catalizador, lo cual representa un costo, además de proveer al producto final de una apariencia que no necesariamente es aceptable, aumentando su opacidad [Harris, 1996].

Como puede verse en la figura 2.1, la acumulación de sodio en el catalizador disminuye sensiblemente la eficiencia del mismo.

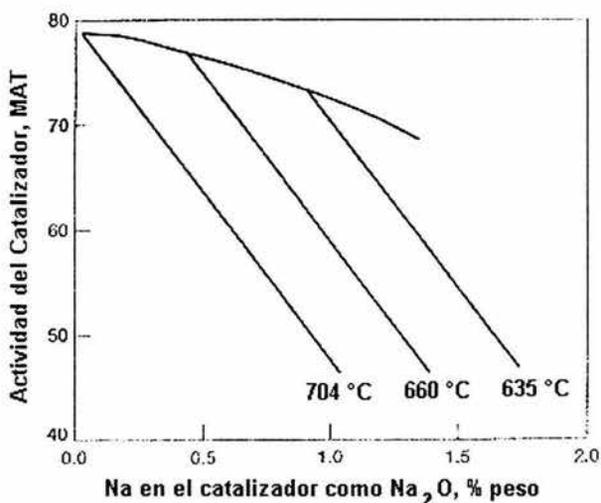


Figura 2.1 Efecto del contenido de sodio en la eficiencia del catalizador [Harris, 1996]

Adicionalmente a la protección del catalizador, una ventaja más del proceso de desalado consiste en que éste retira agua y sólidos suspendidos.

El acarreo de agua en la corriente de crudo implica un problema ya que aumenta los costos de bombeo y de almacenamiento. El contenido de agua con el que el crudo llega a la refinería no suele exceder el 2% [Pérez, 2000]; sin embargo, si se considera que en una refinería como la de Salamanca se tratan 500,000 barriles diarios [Campos, 2004], el volumen de agua acarreado alcanza un nivel de consideración. Así mismo, si una cantidad grande de agua llega hasta los reformadores catalíticos puede vaporizar en el tren de precalentamiento, dando lugar a aumentos de presión y perturbación del equipo. Dichas perturbaciones oscilan desde simples vibraciones y ruido hasta cambios significativos de presión, que pueden alterar la composición del producto y, en casos extremos, causar daños estructurales que implican detener la operación del equipo [Harris, 1996].

En lo referente a los sólidos suspendidos, su separación resulta importante debido a que, en ocasiones, su contenido incluye metales pesados que tienen la capacidad de envenenar los catalizadores, como el plomo. Así mismo, aquellos compuestos que no reaccionen pueden terminar en el producto final. En ocasiones, dichos contaminantes sedimentan por sí mismos en los tanques de almacenamiento, lo cual implica su eventual limpieza y tratamiento. En el caso de los gases de chimenea, la presencia de partículas puede alterar su opacidad, causando problemas normativos. Si los gases son tratados, los sólidos aumentan la carga del equipo de tratamiento, ya sea un filtro o un precipitador [Harris, 1996].

La eficiencia de remoción de impurezas comunes contenidas en el crudo, utilizando el desalado, puede apreciarse en la tabla 2.1 [Bartley, 1982].

Tabla 2.1 Remoción de impurezas en el proceso de desalado

Impureza	% Remoción
Ceniza seca	75
Fe	75
V	30
Zn	75
Mg	60
Ca	90
Na	90

Resulta evidente, pues, la importancia de llevar a cabo el desalado del crudo. Incluso, los beneficios de este proceso son tan grandes que algunas refinerías han optado por desalar todos los crudos que tratan, no solamente aquellos cuyo contenido de sal exceda las 10 lb/1000 barriles [Gary y Handwerk, 1994].

2.2 Naturaleza de la emulsión agua – aceite en el crudo

Cuando se mezclan dos líquidos inmiscibles y se agitan, estos tenderán a separarse de manera natural hasta constituir dos fases. Sin embargo, en algunas ocasiones, la separación no es completa, causando que pequeñas gotas de uno de los líquidos permanezcan suspendidas en el seno del otro. Dichas gotas poseen un tamaño aproximado entre 0.1 y 10 μm . A este tipo de mezcla, en la cual un líquido forma una fase dispersa en el seno de otro (fase continua), se le denomina emulsión.

Las emulsiones son termodinámicamente inestables debido a que el aumento en el área interfacial entre las gotas dispersas y la fase continua representa un aumento en la energía libre del sistema y éste buscará minimizar el área superficial

separándose en dos fases distintas [Auflem, I.H., 2002]. Sin embargo, en ocasiones las pequeñas gotas suspendidas se mueven libremente a través de la fase continua y, a pesar de sufrir colisiones entre sí, no se unen para dar lugar a una gota de mayor volumen. Lo anterior se atribuye a la formación de una fina película compuesta por la sustancia de la fase continua, en torno a las gotas suspendidas. Dicha película contiene impurezas que son interfacialmente activas e inhiben la unión de las gotas. Estas sustancias suelen ser arcillas o precipitados de sales metálicas que se encuentran suspendidas en la interfase entre los dos líquidos y se les denomina emulsificantes.

Los emulsificantes, de acuerdo con su naturaleza, pueden ser más solubles en agua o en aceite, lo cual determina el tipo de emulsión al que darán lugar. Si el emulsificante es de carácter hidrófilo, éste tenderá a formar una emulsión aceite en agua (OW, por sus siglas en inglés) donde el agua rodea a pequeñas gotas de aceite. Por su parte, si el emulsificante es de carácter lipófilo, la emulsión consistirá en pequeñas gotas de agua suspendidas en aceite, es decir, una emulsión agua en aceite (W/O, por sus siglas en inglés).

En el caso del crudo, la emulsión es del tipo agua en aceite, lo cual se explica debido a que las sustancias asfálticas, resinas y ácidos nafténicos presentes en el crudo actúan como emulsificantes. De estos componentes, los asfaltenos son considerados los principales agentes promotores de la estabilidad en la emulsión [Auflem, I.H., 2002]. Por lo tanto, dicho efecto es más notable en crudos pesados (de mayor contenido asfáltico) que en crudos ligeros (de mayor contenido parafínico). La

acción de los asfaltenos en la estabilidad de la emulsión no ha sido explicada del todo, aunque se propone que éstos se asocian entre sí por medio de puentes de hidrógeno mientras se encuentran en la fase continua. Posteriormente, estos agregados asfálticos se adsorben sobre la interfase, formando una capa resistente en torno a las gotas [Auflem, I.H., 2002]. Este mecanismo puede entenderse mejor a partir del esquema propuesto en la figura 2.2.

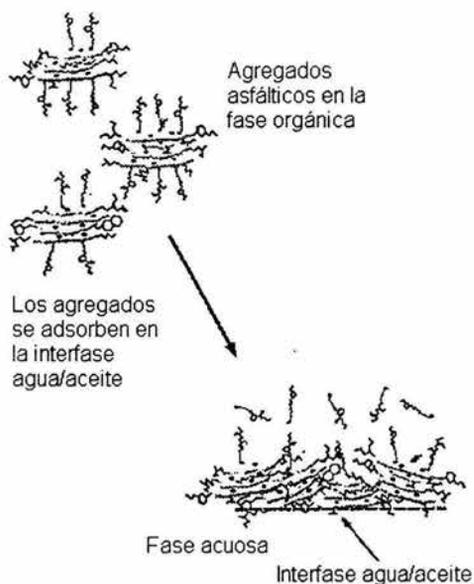


Figura 2.2 Mecanismo propuesto de estabilización de las emulsiones W/O

Se han desarrollado diferentes métodos que permiten desestabilizar las emulsiones formadas por mezclas de crudo y agua. Algunos de estos métodos son ajuste de pH, centrifugación, desestabilización química y aplicación de campo eléctrico. De éstos, el que menor inversión requiere es el tratamiento químico. Tal tratamiento consiste en agregar agentes químicos denominados desémulsificantes cuyas principales propiedades son ser atraídos hacia la interfase, interactuar con los

agentes emulsificantes de tal suerte que desestabilicen la capa asfáltica, desplazar a las sustancias interfaciales y promover la coalescencia de las gotas de agua.

Además de lo anterior, se ha observado que las gotas de agua suspendidas en la emulsión poseen cargas eléctricas, lo cual constituye una causa de repulsión entre las gotas con cargas iguales. Debido a lo anterior, se han desarrollado métodos para separar la emulsión mediante la neutralización de las cargas, lo cual se consigue aplicando un campo eléctrico a la emulsión. Este procedimiento suele utilizarse en combinación con el método químico a fin de obtener mejores resultados. Durante dicho procedimiento, las gotas se alinean y coalescen, formando gotas de mayor masa que sedimentan por el efecto de la gravedad. El desalado electrostático es uno de estos procesos.

2.3 El proceso de desalado

2.3.1 Conceptos fundamentales del desalado

El desalado electrostático se basa en el fenómeno conocido como coalescencia electrostática que puede expresarse de la siguiente manera: “Cuando dos líquidos inmiscibles, uno eléctricamente conductivo y el otro no conductivo, pasan a través de un campo eléctrico intenso, el líquido conductivo coalescerá en grandes gotas [Bartley, 1982]”. En el caso del desalado de crudo, los dos líquidos son el agua y el petróleo. El agua (eléctricamente conductiva) coalesce en grandes gotas y sedimenta debido a que es más densa que el crudo.

Debido a que la sal contenida en el crudo se encuentra disuelta en la fase acuosa, el proceso de deshidratación (remoción del agua) puede ser equiparado al proceso de desalado [Heimbaugh y Jones, 1998]. Por lo tanto, una eficiente deshidratación es esencial para obtener un alto nivel de desalado. La eficiencia de deshidratación, para el desalado en una etapa, se define de la siguiente manera:

$$\text{Deshid (\%)} = \frac{(W_1 - W_0)}{W_1} \times 100 \quad (2.1)$$

donde W_1 = agua de entrada al desalador electrostático

W_0 = agua que sale en la corriente de crudo desalado.

De igual manera, la eficiencia de desalado se define como:

$$\text{Desal (\%)} = \frac{(S_1 - S_0)}{S_1} \times 100 \quad (2.2)$$

donde S_1 = sal que entra al desalador electrostático

S_0 = sal que sale en la corriente de crudo desalado.

Resulta más sencillo medir la eficiencia de deshidratación que de desalado, por lo que suelen considerarse equivalentes. Sin embargo, vale la pena aclarar que la eficiencia de desalado es ligeramente menor que la de deshidratado ya que no toda la sal se encuentra disuelta en la fase acuosa [Heimbaugh y Jones, 1998]. En general, a menos que las pruebas de laboratorio demuestren una notable diferencia entre ambas eficiencias, se considera la eficiencia de deshidratación como un buen

indicador de la eficiencia de desalado, por lo que los equipos destinados a este fin son diseñados pensando en remover la mayor cantidad de agua posible.

La rapidez de remoción de agua en un equipo de desalado queda determinada por la velocidad de sedimentación de las gotas de este líquido. Incrementándose esta velocidad, para un equipo dado, se disminuye el tiempo de residencia necesario para lograr la separación, es decir, que puede aumentar el caudal de crudo tratado por unidad de tiempo.

El fenómeno de sedimentación de las gotas de agua se describe mediante la ley de Stokes:

$$V_s = \frac{2g r_g^2 (\rho_w - \rho_o)}{9 \mu_o} \quad (2.3)$$

donde V_s = velocidad relativa del agua cayendo a través del aceite, m/s^2

g = aceleración gravitacional, m/s^2

r_g = radio de las gotas de agua, m

ρ_w = densidad del agua, kg/m^3

ρ_o = densidad del crudo, kg/m^3

μ_o = viscosidad dinámica del crudo, $kg /m s$.

*Dicha ecuación solo es válida considerando gotas esféricas a dilución infinita.

La ley de Stokes indica que para una diferencia de densidades dada, la velocidad de sedimentación puede aumentarse ya sea aumentando el tamaño de la gota o bien disminuyendo la viscosidad del crudo.

El aumento en el tamaño de la gota es promovido por el campo eléctrico, hasta que éste alcanza un punto que provoca la caída de la gota a través de la fase continua. En el caso de la viscosidad y la diferencia de densidades se tiene que ambos son funciones de la temperatura lo que implica que esta variable es de gran relevancia en el proceso de desalado.

2.3.2 Proceso físico – mecánico de desalado

El desalado electrostático puede llevarse a cabo en una o varias etapas, según sea el requerimiento de remoción de sales. Generalmente la eficiencia de desalado en una sola etapa suele ser de 90 a 95 %, incrementándose a 99% en el caso de dos etapas [Heimbaugh y Jones, 1998]. Las figuras 2.3 y 2.4 muestran el diagrama de flujo para los casos de una y dos etapas de desalado, respectivamente.

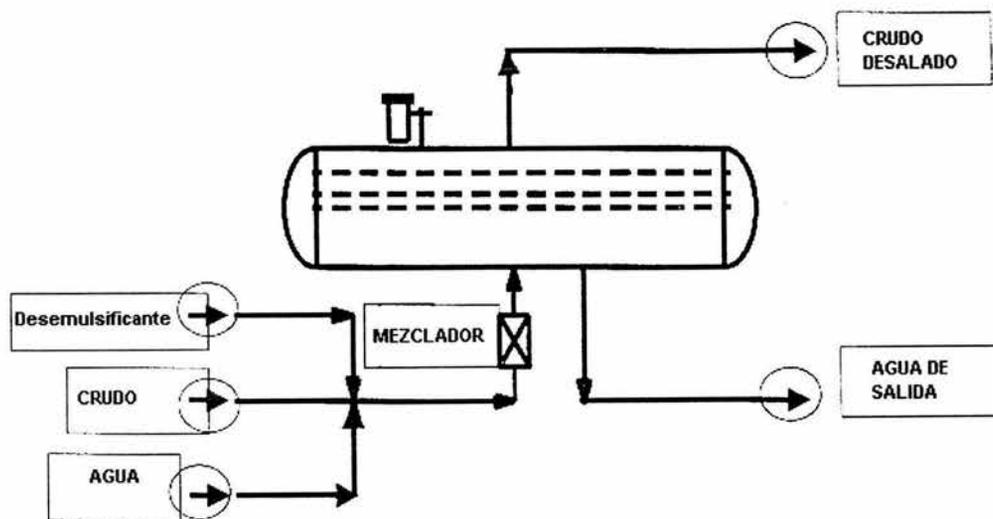


Figura 2.3 Diagrama de flujo para desalado en una etapa [Howe-Baker Engineers, 2003]

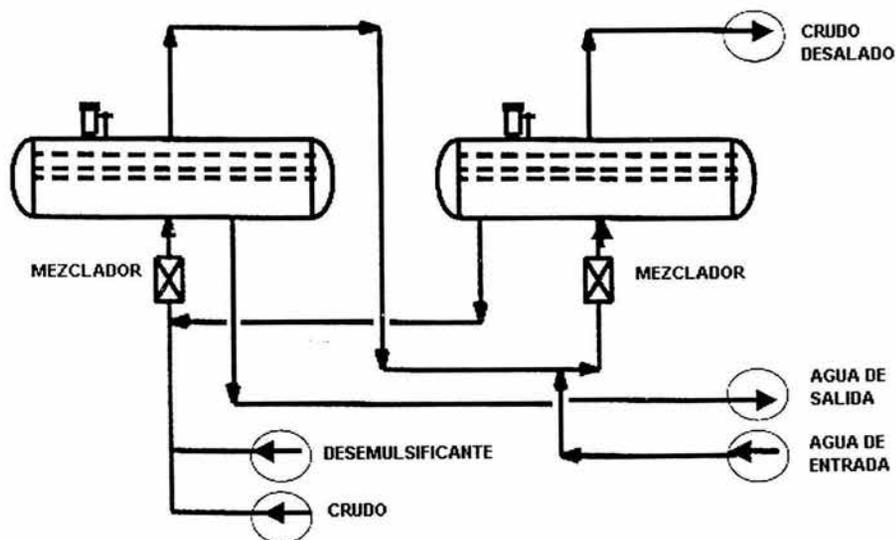


Figura 2.4 Diagrama de Flujo para desalado en dos etapas [Howe-Baker Engineers, 2003]

Independientemente de si se trata de una o más etapas, el crudo es previamente calentado en un sistema de intercambiadores de calor hasta alcanzar una temperatura de operación entre 93 y 149 °C. Dicha corriente se mezcla con agua de lavado en una proporción del 3 al 10% en volumen de la carga de alimentación, con la finalidad de diluir la sal que se encuentra en las pequeñas gotas emulsionadas y arrastrar a la fase acuosa cantidades de sal que se encontraran previamente en la fase orgánica. Así mismo se suelen añadir agentes emulsificantes cuyo efecto es promover la formación de emulsiones aceite en agua, es decir, promueven la formación de una emulsión contraria a la presente, de tal suerte que actúan como desemulsificantes. Por cada barril de crudo alimentado se añaden de 0.005 a 0.01 lb de agente desemulsificante [Gary y Handwerk, 1994].

Si bien el mezclado de ambas corrientes con el agente desemulsificante ocurre en un mezclador simple, es necesario que la nueva corriente ingrese a un sistema de mezclado más complejo. Dicho sistema promueve que las sales y sólidos suspendidos entren íntimamente en contacto con el agua de lavado, dando lugar a una gran emulsión del tipo agua en aceite [Howe-Baker Engineers, 2003]. Si el mezclado es eficiente, las pequeñas gotas de agua que ya se encontraban emulsionadas en el crudo se incorporan al agua de lavado, diluyéndose así su contenido de sales. Así mismo, durante este mezclado, el agua penetra totalmente al aceite permitiendo que cantidades de sal que previamente se encontraban en el crudo pasen a la fase acuosa, es decir, a las gotas emulsionadas. Comúnmente, el dispositivo de mezclado consiste en una válvula tipo globo cuya caída de presión va de 5 a 20 psi. Adicionalmente, se pueden utilizar otro tipo de mezcladores, sobre

todo para crudos pesados. Esto permite incrementar el contacto agua – aceite en el dispositivo. Entre dichos mezcladores, se cuentan los estáticos, que consisten en una serie de expansiones y contracciones en el flujo, lo cual promueve la turbulencia. Este tipo de mezclador ha reportado desempeños tanto malos como buenos; sin embargo, presenta el inconveniente de no poder controlar la caída de presión. Otros intentos de mejorar el mezclado han involucrado la inyección de agua en el seno del crudo, no obstante, se ha observado que el agua se dispersa en la corriente en una distancia de 10 a 15 diámetros de la tubería, a partir del punto de inyección. Así mismo, puede ser benéfico introducir el agua en la succión de la bomba, aunque esto puede causar perturbaciones en el sistema. La única alternativa de mezclado que ha reportado resultados positivos en todos los casos es el mezclador multietapa con aspas motorizadas, el cual se utiliza únicamente cuando ningún otro sistema dio resultados satisfactorios. Lo anterior se debe a que el costo de adquisición de dicho equipo es elevado, además de que implica costos de mantenimiento. La inclusión de un equipo semejante puede representar el 10% de los costos instalados [Bartley, 1982].

Estudios realizados en campo han demostrado que existe una relación entre la caída de presión en el elemento de mezclado y la eficiencia del proceso de desalado. Tal comportamiento puede apreciarse en la figura 2.5.

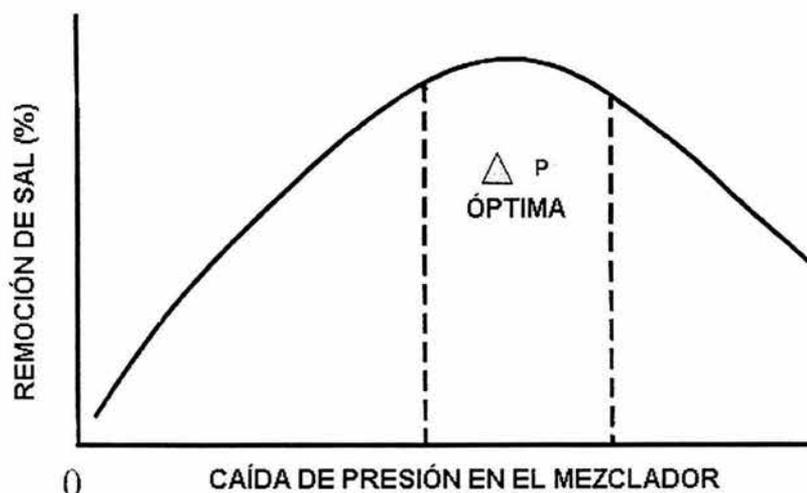


Figura 2.5 Efecto de la caída de presión en el mezclador sobre la eficiencia de desalado
[Howe-Baker Engineers, 2003]

Como puede apreciarse en la gráfica, un alto mezclado no siempre resulta conveniente, esto se debe a que se forma una emulsión turbia. Así mismo, un mezclado pobre da lugar a bajas eficiencias de remoción de sales, ya que no toda la sal pasa a la fase acuosa.

Una vez formada la emulsión, la corriente se alimenta al tanque de desalado, aproximadamente a una tercera parte de la altura total del mismo. A dicha altura, se encuentra la interfase aceite - agua, cuyo nivel es controlado por un dispositivo tipo microondas que puede encontrarse montado en el fondo o a un lado del equipo.

En el interior del equipo, existen cuatro campos eléctricos, dos de alta intensidad y dos de baja intensidad. Al alimentar la corriente, esto ocurre dentro de

un campo de baja intensidad, formado entre un electrodo y la interfase aceite - agua. La razón de alimentar sobre un campo de baja intensidad es utilizar dicho campo para la primera fase de separación, donde se separará el agua no emulsionada y las gotas de emulsión más grandes. En la parte superior del equipo se acumula el crudo que ha sido desalado, ahí se aplica otro campo de baja intensidad, para optimizar el desalado. Los campos de alta intensidad se aplican en la parte media del equipo, donde se acumula el crudo que contiene reducidas cantidades de agua en gotas pequeñas, lo cual asegura el uso del campo de alta intensidad solo en la fase de separación que resulta más difícil.

La disposición de los campos eléctricos dentro del equipo puede ser comprendida en la figura 2.6, mediante el diagrama de corte transversal de un desalador electrostático.

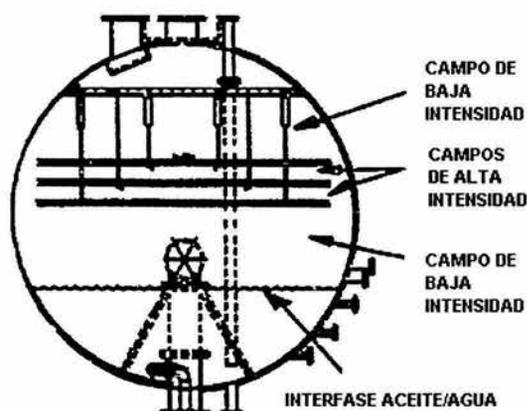


Figura 2.6 Corte transversal de un desalador electrostático [Howe-Baker Engineers, 2003]

La intensidad del campo (voltaje / unidad de distancia) debe ser la necesaria para inducir que las gotas se carguen parcialmente y tiendan a unirse, rompiendo la capa de aceite que las rodea. Dicha intensidad suele encontrarse entre 1900 y 4000 voltios por centímetro de separación entre los electrodos [Pérez, 2000], así mismo, el voltaje requerido se encuentra entre 16,000 y 35,000 voltios [Gary y Handwerk, 1994].

En lo referente al tipo de corriente utilizado, se tiene que las corrientes alterna y directa presentan efectos diferentes sobre la emulsión. La corriente alterna causa que las gotas de agua vibren, por lo que se desestabilizan y se rompe el equilibrio de la emulsión. Mientras tanto, la corriente directa promueve que las gotas migren hasta los electrodos [Kalichevsky, 1956]. Estudios realizados indican la conveniencia de utilizar corriente directa, pues ésta induce un mayor movimiento y coalescencia de las gotas de agua [Pérez, 2000]. Incluso se han utilizado campos eléctricos con corriente dual, en estos casos, se utiliza corriente directa en la fase orgánica mientras que la corriente alterna se utiliza cerca de la interfase aceite – agua, reportando eficiencias de deshidratación de hasta 99% en una sola etapa [Gary y Handwerk, 1994]. A pesar de la mayor eficiencia de la corriente directa, es muy común utilizar corriente alterna, ya que la corriente se genera de esta manera, por lo que resulta más económica. Tal es el caso del equipo antes descrito, en el cual los cuatro campos eléctricos son de corriente alterna.

Conforme ocurre la separación, tanto el agua como el crudo separados deben ser removidos del desalador, especialmente para mantener constante el nivel de la

interfase aceite – agua y para que el equipo pueda operar a régimen permanente. Como lo muestran las figuras 2.3 y 2.4, el crudo es retirado por la parte superior del tanque mientras que el agua sale por la parte inferior. El agua es removida mediante el uso de un cabezal que se encuentra en el fondo del tanque de separación, este cabezal consiste en una tubería perforada, diseñada para dar un efecto de aspirado con el cual se remueven, además del agua, lodos y sólidos suspendidos. El hecho de que el cabezal de remoción de agua se encuentre en el fondo del tanque aumenta el tiempo de residencia del agua, que después de ser separada, ingresa a la fase acuosa donde la diferencia de densidades entre el crudo y el agua promueve una mayor separación en esta sección del equipo. Lo anterior ayuda a minimizar el contenido de aceite en el efluente de agua, esto implica menores costos de tratamiento de agua residual.

Como es posible apreciar existe una gran cantidad de variables involucradas en la cinética del desalado de petróleo. Dichas variables deberán ser comprendidas y manipuladas de manera adecuada para lograr que el proceso opere de manera óptima.

2.4 Variables de operación en el proceso de desalado

2.4.1 Contenido de agua en la emulsión

La cantidad de agua de lavado que se mezcla con la corriente de crudo es función de la densidad del mismo. Mientras más denso sea el crudo es preferible

utilizar una mayor cantidad de agua de lavado. El agregar más agua a crudos pesados se fundamenta en el hecho de que una mayor cantidad de agua es capaz de mezclarse de una manera más completa con el crudo, promoviendo la solvatación de una mayor cantidad de sales. Existen criterios para determinar el contenido de agua de lavado que se debe agregar a una corriente de crudo dada la densidad del mismo, lo cuál se ilustra en la siguiente tabla [Gary y Handwerk, 1994]:

Tabla 2.2 Agua de lavado recomendado de acuerdo a la densidad del crudo

Densidad (°API)	Agua de lavado (% en volumen)
API > 40	3-4
40>API>30	4-7
API<30	7-10

La cantidad de agua de lavado se encuentra estrechamente relacionada con el contenido de agua en la emulsión. El factor que determina que tan estrecha es esta relación es la calidad del mezclado.

2.4.2 Mezclado

Como ya se expuso anteriormente, esta variable tiene una importancia significativa ya que es la fuerza que promueve que las fases, orgánica y acuosa, entren en íntimo contacto permitiendo que la sal contenida en el crudo se incorpore a la fase acuosa y que el tamaño de las gotas aumente. Esta variable está determinada directamente por el equipo de mezclado que se utilice. Una válvula tipo globo suele ser suficiente para proporcionar un mezclado adecuado.

2.4.3 Cantidad de Desemulsificante

La presencia de agentes desemulsificantes es esencial para desestabilizar la emulsión W/O. Dicho desemulsificante deberá promover la formación de una emulsión O/W de tal suerte que neutralice las fuerzas que mantienen estable a la emulsión W/O. La cantidad de dicha sustancia dependerá enteramente de la naturaleza química de la misma, por lo que su desempeño deberá ser probado en laboratorio para determinar la concentración óptima en que debe utilizarse. Comúnmente se agregan de 0.005 a 0.01 libras por barril de crudo. Como puede verse la cantidad es pequeña y el efecto de dicho desemulsificante contribuye de manera notable en el proceso de desalado. La difusión del desemulsificante a través de la interfase es lo que promueve la desestabilización de la capa de aceite.

2.4.4 Área del electrodo

Se considera a ésta como una variable de operación en el contexto en que la mayoría de las desaladoras tienen la opción de cambiar o modificar el área de electrodo mediante un proceso relativamente simple, esto con la finalidad de ofrecer flexibilidad para tratar varios tipos de crudo. A mayor área del electrodo, puede tratarse una mayor cantidad de crudo.

2.4.5 Voltaje y amperaje

El voltaje constituye la diferencia de potencial, entre los dos electrodos, que obliga al movimiento de las cargas eléctricas contenidas en las gotas suspendidas en la emulsión. Cuando se aplica un alto voltaje, las gotas de agua se cargan mediante inducción eléctrica, formando bipolos que tienden a alienarse y migrar o vibrar según el tipo de corriente aplicado.

La fuerza de atracción entre las gotas de agua depende fuertemente del voltaje aplicado, como lo demuestra la siguiente ecuación [Pérez, 2000]:

$$F = \frac{K V^2 d^6}{s^4} \quad (2.4)$$

donde F = fuerza de atracción, N

K = constante, $N / V^2 m^2$

V = voltaje, V

s = distancia entre las gotas, m

d = diámetro de la gota, m.

Resulta claro que a un mayor voltaje, la coalescencia de las gotas de agua se verá favorecida. Dado lo anterior, se procuraría aplicar el voltaje más alto posible en el proceso de desalado, sin que éste rebase un valor límite al que se conoce como voltaje crítico y que puede definirse de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$V_c \leq K_D \sqrt{\frac{\tau}{d}} \quad (2.5)$$

donde V_c = voltaje crítico, V

τ = tensión superficial de la gota, N / m

d = diámetro de la gota, m

K_D = constante dieléctrica, $V \text{ m}^2 / \text{N}$.

Dicho valor de voltaje crítico no debe ser rebasado ya que de lo contrario la gota de agua se deforma y, en lugar de unirse a otras gotas, se fractura formando gotas más pequeñas, lo cual dificulta el proceso de deshidratación [Pérez, 2000]. Por otro lado, aun cuando físicamente un mayor voltaje promueve un mejor desalado, en la práctica es común utilizar solamente un voltaje suficiente para lograr la separación. Conforme aumenta el voltaje, disminuye la cantidad de agua y sólidos sedimentados que sale con el crudo. Sin embargo, dicha disminución es significativa en un inicio, pero después, a partir de cierto voltaje, el beneficio es demasiado pequeño como para que sea rentable desde el punto de vista económico el aumentar aun más el valor de dicha variable [Bartley, 1982]. Un equipo de desalado debe poseer la característica de poder ajustar el voltaje según los requerimientos específicos de la refinería. Este voltaje de operación normalmente es determinado una vez que el desalador se encuentra en operación.

La relación entre voltaje y desalado puede apreciarse mejor en la figura 2.7, donde se muestra la fracción de agua y sólidos sedimentados (BS&W, por sus siglas en inglés) que salen con el crudo, en función del voltaje aplicado.

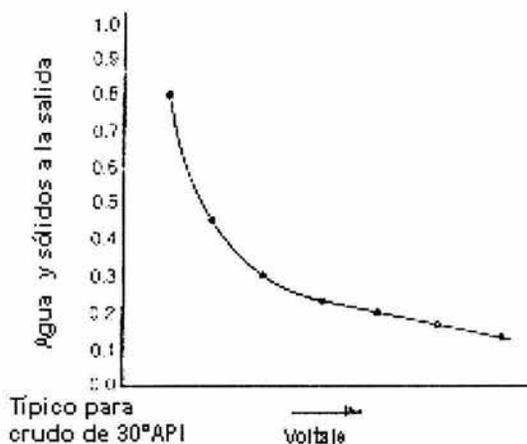


Figura 2.7 Agua y sólidos sedimentados en función del voltaje [Bartley, 1982]

El gráfico muestra claramente que, a partir de un determinado valor de voltaje, la separación no se ve favorecida de manera significativa. Este tipo de curva permite a los operadores de cada refinería elegir el voltaje de operación que consideren conveniente para tratar un tipo específico de crudo.

Adicionalmente a las consideraciones antes mencionadas con respecto al voltaje, es importante tomar en cuenta la potencia requerida por el equipo de desalado. La potencia consumida por un sistema eléctrico se mide en watts, mismos que se calculan a partir de la siguiente ecuación:

$$P = V I \quad (2.6)$$

donde P = potencia, watts

V = voltaje, V

I = amperaje, A.

En la práctica, la potencia se expresa en kilowatts y el tiempo en horas, por lo que el trabajo eléctrico se expresa en kilowatts hora (kWh) [Mosqueira, 1965], que es la unidad de consumo que se paga a la compañía proveedora de energía eléctrica.

De la anterior observación se deriva la necesidad de utilizar un alto voltaje en combinación con un bajo amperaje, de tal suerte que la potencia resultante sea la mínima. La relación entre voltaje y amperaje está dada por la ley de Ohm, que se expresa de la siguiente manera:

$$V = R I \quad (2.7)$$

donde V = voltaje, V

R = resistencia, Ω

I = amperaje, A.

De la ley de Ohm se deduce que para aplicar un voltaje alto utilizando un amperaje bajo es necesario que la emulsión posea una alta resistencia al flujo eléctrico. Lo anterior resultaría conveniente ya que los estudios realizados han demostrado que el amperaje no contribuye a la coalescencia de las gotas, aunque sí aumenta los costos de energía eléctrica [Heimbaugh y Jones, 1998].

2.4.6 Conductividad del crudo

La conductividad es un factor de gran importancia que influye en el consumo de energía eléctrica en el proceso de desalado.

Diferentes estudios han demostrado que la conductividad de los crudos debe ser de al menos de $0.004 \mu\text{S/m}$ para obtener una separación electrostática adecuada.

Un alto consumo de energía suele estar asociado al procesamiento de crudos pesados, ya que estos son más conductivos que los ligeros [Heimbaugh y Jones, 1998]. Lo anterior se debe a que los crudos pesados contienen compuestos con carga eléctrica como los asfaltenos y, además, a que cuando son transportados o procesados en ocasiones son diluidos con alguna fracción ligera como la nafta, lo cual aumenta su conductividad al doble o al triple [Bartley, 1982]. En la figura 2.8 se muestra el efecto de la dilución sobre la resistividad, que es el inverso de la conductividad, en función de la temperatura.

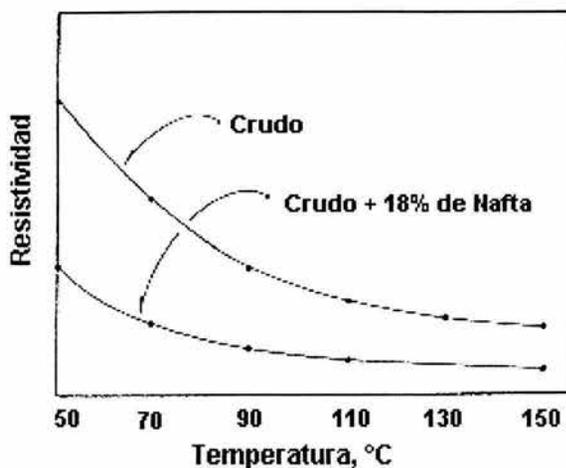


Figura 2.8 Efecto de la dilución sobre la conductividad del crudo [Bartley, 1982]

El efecto negativo de la alta conductividad en los crudos pesados puede entenderse mediante la definición de la misma. La conductividad es una propiedad intensiva, es decir, que no depende de la geometría o tamaño de la materia. Se trata de una medida de la facilidad con la que la corriente eléctrica fluye a través del material. Sus unidades son el $\Omega^{-1}\text{m}^{-1}$ o bien, siemens por metro (S/m) y se relaciona con la resistencia eléctrica de la siguiente manera [Castellan, 1998]:

$$R = \frac{\lambda}{\kappa A} \quad (2.8)$$

donde R = resistencia, Ω

λ = longitud del elemento conductor, m

A = área transversal del elemento conductor, m^2

κ = conductividad del elemento conductor, $\Omega^{-1}\text{m}^{-1}$.

En el caso del desalado, la longitud equivale a la distancia entre los electrodos, mientras que el área equivale al área de los electrodos. Estas cantidades son fijas en un equipo dado, por lo que la relación λ / A es constante y la resistencia es función únicamente de la conductividad κ .

La figura 2.8 además de indicar el efecto de la dilución sobre la conductividad, también muestra que ésta varía sensiblemente con la temperatura. Al aumentar la temperatura, aumenta también la conductividad; en el caso del crudo Maya, no se conoce la magnitud de dicha relación.

2.4.7 Viscosidad del crudo

La viscosidad es la propiedad física que caracteriza la resistencia al flujo de los fluidos. Tanto la presión como la temperatura tienen influencia en la viscosidad de los fluidos. Sin embargo es ésta última variable la que tiene mayor efecto sobre la viscosidad en el caso de los líquidos. La viscosidad de los líquidos generalmente disminuye de manera exponencial al aumentar su temperatura. El conocimiento que se tiene de la viscosidad de los líquidos es fundamentalmente empírico debido a que la teoría cinética de los líquidos se ha desarrollado tan solo de forma parcial. No obstante, es posible desarrollar modelos matemáticos a partir de información experimental que describen el cambio de la viscosidad en función de la temperatura [Bird, Stewart y Lightfoot, 1998]. En el caso del crudo Maya, dicho modelo deberá ser determinado.

Como se mencionó anteriormente, el crudo pasa por una red de intercambiadores de calor antes de ingresar a los desaladores electrostáticos. Con esto se consigue que el crudo aumente su temperatura y, por lo tanto, reduzca su viscosidad. La ley de Stokes (ver ecuación 2.3) nos indica que el hecho de que el crudo sea menos viscoso impacta directamente en la velocidad de sedimentación. El reducir la viscosidad del crudo permite aumentar de manera lineal la velocidad de sedimentación.

Por otro lado, vale la pena aclarar que existen dos tipos de viscosidad, la viscosidad cinemática (ν) y la viscosidad dinámica (μ), mismas que se relacionan de la siguiente manera [Lange, 1996]:

$$\mu = \nu \rho \quad (2.9)$$

donde μ = viscosidad dinámica, kg/m s

ν = viscosidad cinemática, m²/s

ρ = densidad del fluido, kg/m³.

2.4.8 Densidad

Es la propiedad intensiva que indica la cantidad de materia que se encuentra contenida en una unidad de volumen. La densidad depende de la presión y la temperatura, aunque en el caso de los líquidos, el efecto de la temperatura es mucho mayor, por lo que se considera despreciable el efecto de la presión. Las unidades en

que se mide la densidad, de acuerdo con el Sistema Internacional, son el kg/m^3 . Por convención, en el caso del petróleo, la densidad se expresa en grados API o gravedad API. Dicha escala es arbitraria y se relaciona con la densidad absoluta mediante la gravedad específica, que se define de la siguiente manera:

$$g.e. = \frac{\rho_{\text{sustancia a } 20^{\circ}\text{C}}}{\rho_{\text{agua a } 4^{\circ}\text{C}}} \quad (2.10)$$

donde g.e = gravedad específica, adimensional

ρ = densidades absolutas tanto de la sustancia como del agua, medidas a la misma temperatura y expresadas en las mismas unidades.

La densidad en grados API puede obtenerse aplicando la siguiente fórmula:

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{g.e.(60^{\circ}\text{F}, 15.5^{\circ}\text{C})} - 131.5 \quad (2.11)$$

De acuerdo con la ecuación, un crudo con baja densidad tendrá un alto valor de gravedad API, pues están inversamente relacionados.

En el caso del desalado de crudo, es de importancia conocer las densidades, tanto del crudo mismo como del agua, ya que la diferencia numérica que existe entre éstas constituye un valor de consideración para determinar la velocidad de sedimentación, tal como lo muestra la ley de Stokes.

Al igual que en el caso de la viscosidad, es posible determinar modelos empíricos que muestran el cambio en la densidad, tanto del agua como del crudo, en función de la temperatura. En el caso del agua, dicho modelo aparece a continuación [Dickey, 1991].

$$\rho_w = 868.13944 + 1.17545 T - 0.002501 T^2 \quad (2.12)$$

donde ρ_w = densidad del agua, kg/m^3

T = temperatura, K.

* válida para temperaturas entre 273.15 y 500 K. Al igual que en esta ecuación, subsecuentes ecuaciones que involucren a la temperatura, estarán expresadas en grados Kelvin, a menos que se indique lo contrario.

En el caso del crudo Maya, dicho modelo tendrá que ser determinado a partir de datos experimentales.

2.4.9 Temperatura

El efecto de esta variable resulta de vital importancia en el proceso de desalado de petróleo ya que, como se expuso anteriormente, ésta incide directamente en los valores de otras variables de importancia, como son la densidad, viscosidad y conductividad.

En el caso de la densidad, se ha observado que la diferencia de densidades disminuye con el aumento de temperatura [Bartley, 1982], lo cual implica una disminución en la velocidad de sedimentación, de acuerdo con la ley de Stokes.

Un aumento en la temperatura implica, también, una reducción en la viscosidad, de acuerdo con la teoría cinética de los líquidos. La disminución en la viscosidad implica un aumento en la velocidad de sedimentación.

Tales hechos indican que el aumento de temperatura da lugar a dos efectos contrarios, lo que haría suponer que existe una temperatura que maximiza la velocidad de sedimentación. Sin embargo, estudios realizados muestran que el cambio en la diferencia de densidades es despreciable frente al cambio de viscosidad, como lo muestra la siguiente tabla 2.3 [Bartley, 1982].

Tabla 2.3 Efecto del cambio de temperatura en la velocidad de sedimentación

Temperatura (°C)	Δd	$\nu \times 10^4$ (m ² /s)	Velocidad de Sedimentación
93	0.040	28	V
121	0.037	13	2 V
149	0.032	7.2	3.1 V

* Datos típicos para una alimentación de 15°API

Lo anterior implica que no existe una temperatura óptima, de acuerdo con la ley de Stokes, es decir, que a mayor temperatura es mayor la velocidad de sedimentación. Lo anterior significa que al aumentar la temperatura de desalado es posible tratar un mayor caudal de crudo por unidad de tiempo, lo cual implica la

posibilidad de producir una mayor cantidad de subproductos de mayor valor agregado, como gasolina o diesel. Ya que estos subproductos tienen un valor de mercado, el aumento en el caudal representa un aumento en las ganancias por concepto de venta de petroquímicos.

Como se mostró anteriormente, el aumento en la temperatura conlleva un aumento en la conductividad del crudo, tal situación implica una reducción en la resistencia eléctrica del crudo, como lo muestra la ecuación 2.8.

Así mismo, de acuerdo con la ley de Ohm, para un voltaje dado, una disminución en la resistencia significa un aumento en el amperaje.

Como se ha dicho, el voltaje proporciona la fuerza necesaria para lograr la coalescencia de las gotas de agua, por lo que se utilizará un voltaje fijo que garantice dicha operación. Dado lo anterior, se tiene que una disminución en la resistencia implicará, solamente, un aumento en la potencia utilizada por el sistema, como lo muestra la ecuación 2.6.

Ya que es la potencia lo que determina los costos de energía eléctrica, a partir de observar las ecuaciones anteriores, se concluye que un aumento en la temperatura dará lugar a un aumento en los costos de operación del proceso de desalado.

2.5 Optimización del proceso de desalado, con base en la temperatura

El análisis desarrollado en el inciso 2.4.9 da cuenta de dos efectos contrarios producidos por el aumento en la temperatura de operación del proceso de desalado. Si bien el aumento de temperatura resulta benéfico desde un punto de vista físico, en el cual la disminución en la viscosidad resulta en un notable aumento en la velocidad de sedimentación, de acuerdo con la ley de Stokes, dicho aumento resulta negativo desde un punto de vista eléctrico, pues aumenta la conductividad y, por lo tanto, el consumo de energía eléctrica.

Ambos hechos sugieren que existe una temperatura óptima para el proceso de desalado, tal que los costos sean menores que los beneficios, obteniéndose una utilidad máxima.

La ecuación 2.12 muestra el cambio en la densidad del agua, en función de la temperatura. Sin embargo, es necesario conocer cómo cambian la densidad, viscosidad y conductividad del crudo Maya en función de la temperatura, para poder cuantificar el efecto del cambio en esta variable sobre el costo de producción.

CAPÍTULO 3

DETERMINACIÓN EXPERIMENTAL DE LA DENSIDAD,
VISCOSIDAD Y CONDUCTIVIDAD DEL CRUDO MAYA
EN FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA

3.1 Determinación experimental de la densidad del crudo Maya en función de la temperatura

Para conocer cómo cambia la densidad del crudo Maya en función de la temperatura, se siguió el procedimiento de la norma ASTM-D-1298, mismo que se describirá a continuación.

3.1.1 Procedimiento experimental de acuerdo con la norma ASTM-D-1298

Este método consiste en llevar la muestra a una temperatura específica y transferirla a un cilindro. Posteriormente, se introduce un hidrómetro en la muestra y una vez que se ha asegurado el equilibrio térmico a la temperatura deseada, se registra la lectura del hidrómetro (en grados API) y de la temperatura. A continuación un esquema de un hidrómetro para fluidos opacos.

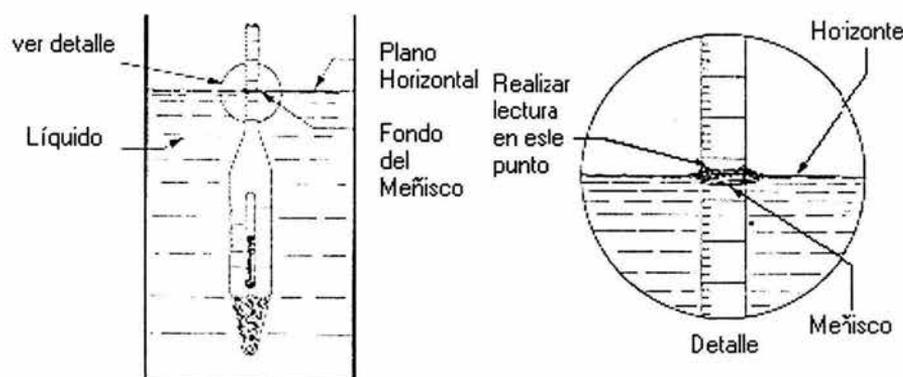


Figura 3.1 Hidrómetro para fluidos opacos

Cabe señalar que siendo estrictos, se debe realizar una corrección en la lectura del hidrómetro para el caso de líquidos opacos, pues los hidrómetros están diseñados para considerar la densidad del líquido a la altura del menisco. Como esto no es posible en el caso de fluidos opacos, se debe proceder a leer la lectura en el punto más alto y posteriormente hacer una corrección restando la altura estimada entre el punto más alto y el menisco.

3.1.2 Resultados obtenidos para la densidad en función de la temperatura

Los resultados obtenidos para los valores de densidad del crudo Maya determinados mediante la metodología discutida previamente, a diferentes temperaturas aparecen en la tabla 3.1.

Tabla 3.1 Densidad del crudo Maya a diferentes temperaturas

Temperatura (K)	Densidad (kg/m ³)
302.90	964.7
308.65	960.9
312.65	957.9
317.15	954.4
323.65	948.2

Como es posible observar, un aumento en la temperatura del crudo Maya implica una sensible reducción en la densidad del mismo.

3.2 Determinación experimental de la viscosidad del crudo Maya en función de la temperatura

En el caso de la viscosidad del crudo Maya, su cambio en función de la temperatura fue determinado siguiendo el procedimiento de la norma ASTM-D-445, mismo que se describe a continuación.

3.2.1 Procedimiento experimental de acuerdo con la norma ASTM-D-445

El método consiste en medir el tiempo que tarda determinado volumen de crudo en pasar a través del tubo capilar de un viscosímetro a diferentes temperaturas, la viscosidad cinemática en centistokes (cSt) será el producto del tiempo y la constante de calibración del viscosímetro. En la norma, se mencionan diferentes tipos de viscosímetros, mismos que son recomendables dependiendo de las características del crudo (transparente u opaco) así como del tiempo de flujo.

En la figura 3.2 se muestra un viscosímetro del tipo Cannon-Fenske, y se especifican las partes que lo constituyen.

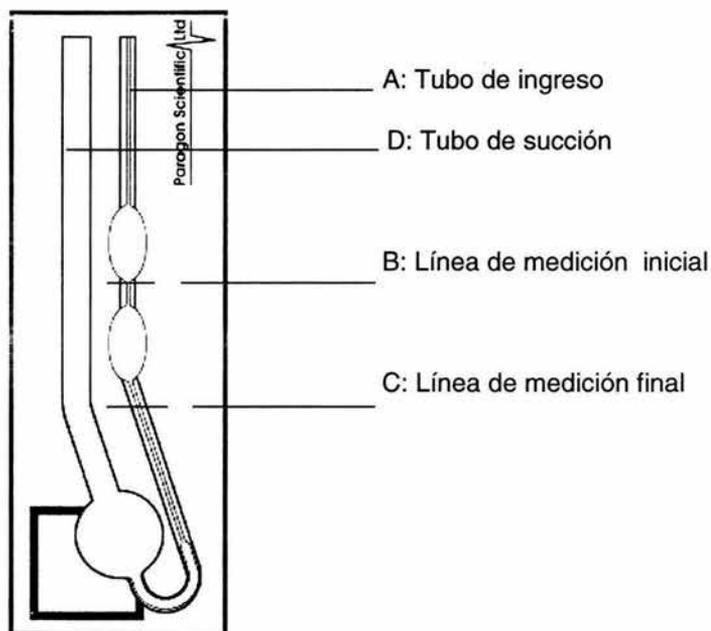


Figura 3.2 Viscosímetro tipo Cannon-Fenske

Los pasos a seguir para la determinación de la viscosidad del crudo son los siguientes:

- Verificar que el viscosímetro este perfectamente limpio, generalmente se utiliza ácido crómico para su limpieza y eliminar cualquier trazo de restos orgánicos.
- Para insertar la muestra, el viscosímetro se voltea, se sumerge la parte A al líquido y se aplica succión en el tubo D hasta que el nivel del líquido llegue a

la línea C. Posteriormente se coloca nuevamente el viscosímetro en su posición original.

- c) Se introduce el viscosímetro en un baño a temperatura constante y se deja reposar 10 minutos para que alcance un estado de equilibrio térmico.
- d) Se aplica succión en el tubo A, hasta que la muestra suba completamente al bulbo superior y se encuentra a una corta distancia de la línea de medición inicial (B).
- e) Se determina el tiempo de flujo dejando que el líquido fluya libremente desde la línea B hasta la línea C.
- f) La viscosidad cinemática se determina por medio del producto del tiempo de flujo y la constante del viscosímetro:

$$v_o = C_{\text{visc}} t_{\text{visc}} \quad (3.1)$$

donde v_o = viscosidad cinemática del crudo, cSt (mm^2/s)

C_{visc} = constante de calibración del viscosímetro, cSt/s

t_{visc} = tiempo de flujo, s.

3.2.2 Resultados obtenidos para la viscosidad en función de la temperatura

Utilizando el procedimiento antes descrito, se determinó el valor de la viscosidad cinemática del crudo Maya, a tres diferentes temperaturas. Los datos obtenidos se presentan en la tabla 3.2.

Tabla 3.2 Viscosidad cinemática del crudo Maya a diferentes temperaturas

Temperatura (K)	Viscosidad Cinemática (cSt)
288.75	311.62
294.25	203.19
298.15	155.00

Como se puede observar, al aumentar la temperatura disminuye la viscosidad del crudo Maya.

3.3 Determinación experimental de la conductividad del crudo Maya en función de la temperatura

El estudio del cambio en la conductividad del crudo Maya en función de la temperatura fue realizado de acuerdo con la norma ASTM-D 3230 – 89 cuyo procedimiento experimental se describe a continuación.

3.3.1 Procedimiento experimental de acuerdo con la norma ASTM-D 3230 - 89

Como primer paso, se prepara una mezcla de alcoholes en la siguiente proporción: 63 volúmenes de 1-butanol y 37 volúmenes de metanol. A dicha mezcla se agregan 3 mL de agua por cada litro de solución preparado.

Posteriormente, se prepara una solución blanco mediante la adición, en un vaso de precipitados, de 40 mL de xileno y 50 mL de la mezcla de alcoholes. La solución se agita durante 30 segundos y se deja reposar 5 minutos. La muestra a ser determinada se prepara de manera similar: primero se agregan 15 mL de xileno al vaso de precipitados y después 10 mL de crudo. El crudo se lava de la pipeta utilizando xileno, esto hasta que todo el crudo se encuentre en el vaso de precipitados y el volumen en éste sea de 50 mL. Entonces, la mezcla se agita durante 60 segundos. Finalmente, se diluye la mezcla hasta 100 mL utilizando la mezcla de alcoholes, entonces, se agita durante 30 segundos y se deja reposar durante 5 minutos.

El equipo de medición consiste en un vaso de precipitados con tapón en el que se introducen dos electrodos de acero inoxidable que miden, aproximadamente, 9 cm de longitud. Dichos electrodos se encuentran separados una distancia de 6.4 mm mediante el uso de separadores contruidos a partir de un material aislante. Así mismo, los electrodos se conectan a un multímetro para registrar los diferentes valores de voltaje y amperaje. La construcción del aparato de medición resulta más clara a partir de la figura 3.3.

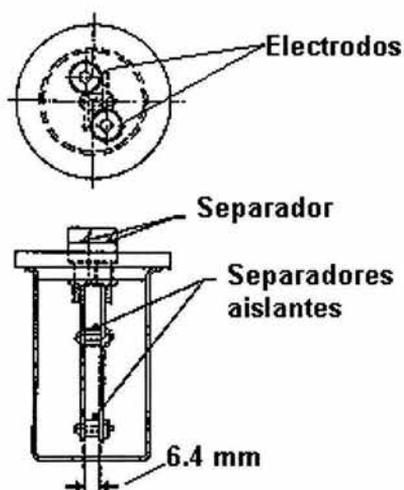


Figura 3.3 Esquema de la celda electrostática

Para realizar la medición, la mezcla que será estudiada se coloca dentro de la celda electrostática, asegurando que la parte superior de los electrodos quede al menos 2 mm por debajo de la superficie del líquido. El voltaje se fija en una fuente de poder a 125 V A-C y se hacen lecturas de amperaje y temperatura. Dicho procedimiento se efectúa en ambas soluciones a cada una de las temperaturas elegidas. Finalmente, el valor leído de amperaje para la solución blanco se resta al leído para la muestra con crudo, a cada una de las diferentes temperaturas.

La disposición del equipo de medición se realiza de acuerdo con el esquema de la figura 3.4.

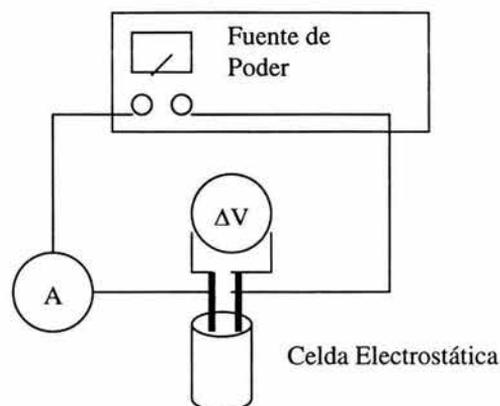


Figura 3.4 Arreglo del equipo de medición

Vale la pena aclarar que previamente es necesario determinar el valor de la constante del conductímetro, misma que es equivalente al valor λ/A que aparece en la ecuación 2.8.

Para determinar el valor de dicha constante, se determina la resistencia de varias soluciones de cloruro de potasio (KCl), de conductividad conocida que se preparan como se muestra en la tabla 3.3 [Castellan, 1998].

Tabla 3.3 Solución estándar de KCl

g KCl/kg Solución	κ (S/m) 0 °C	κ (S/m) 18 °C	κ (S/m) 25 °C
71.1352	6.517	9.783	11.134
7.41913	0.7137	1.1166	1.2856
0.745263	0.07736	0.12205	0.14087

El valor de la constante se calcula de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$C_{\text{cond}} = K_S R_S \quad (3.2)$$

donde K_S = conductividad de la solución, S/m

C_{cond} = constante de calibración del conductímetro, m^{-1}

R_S = resistencia de la solución, Ω .

En las determinaciones que se realicen al crudo, se emplea una variación de la ecuación 2.8 y el valor de la constante para determinar la conductividad a la temperatura deseada, como se muestra a continuación:

$$K_o = \frac{C_{\text{cond}}}{R} \quad (3.3)$$

donde K_o = conductividad del crudo, S/m

R = resistencia, Ω .

3.3.2 Resultados obtenidos para la determinación de la constante de celda

Una vez preparadas las soluciones patrón, estas se utilizaron para evaluar el funcionamiento de un conductímetro diseñado para soluciones acuosas. Una vez comprobado su desempeño, dicho aparato fue utilizado para medir la conductividad de una serie de soluciones de KCl a las que también se les determinó su resistencia.

Los valores de la constante de celda fueron calculados utilizando la ecuación 3.2.

Los resultados obtenidos se presentan en la tabla 3.4.

Tabla 3.4 Valores determinados para soluciones de KCl

Conductividad de la Solución (S/m)	Resistencia de la Solución (Ω)	Constante de Celda (m^{-1})
0.0268	332.58	8.91326
0.0708	126.48	8.95465
0.0805	113.21	9.11379
0.0862	106.73	9.20049
0.0869	103.59	9.00189
0.0942	95.15	8.96272
0.1015	89.93	9.12761
0.1107	82.74	9.15903
0.1143	77.72	8.88326

Se consideró al promedio de estos valores como la constante de celda, misma que tiene el valor de $9.03519 m^{-1} \pm 0.08939 m^{-1}$ (con un intervalo de confianza del 95%). El intervalo de confiabilidad se determinó de manera estadística utilizando la *t* de Student como se muestra en la siguiente ecuación [Mendenhall, 1994]:

$$\bar{x} \pm \frac{t_s SD}{\sqrt{n_o}} \quad (3.4)$$

donde \bar{x} = valor promedio, m^{-1}

t_s = *t* de Student a 95% de confiabilidad

SD = desviación estándar, m^{-1}

n_o = número de observaciones.

3.3.3 Resultados obtenidos para la conductividad en función de la temperatura

Una vez conocido el valor de la constante de celda y siguiendo el procedimiento descrito con anterioridad, se determinó el valor de la conductividad del crudo Maya a diferentes temperaturas. Dichos valores aparecen en la tabla 3.5.

Tabla 3.5 Conductividad contra temperatura para crudo Maya

T (K)	Conductividad (S/m) x 10 ⁵
295.15	5.84
297.28	6.28
298.76	6.36
300.40	6.48
302.65	7.03
305.15	7.54
308.65	7.99
311.58	8.72
313.15	9.41
315.10	10.0
317.65	10.8
320.03	11.4

Para fines comparativos se realizó la experiencia anterior utilizando crudo del tipo Istmo, el cual es un crudo ligero cuya densidad fue de 31°API. La tabla 3.6 muestra los resultados obtenidos.

Tabla 3.6 Conductividad contra temperatura para crudo Istmo

T (K)	Conductividad (S/m) x10 ⁵
295.15	3.70
297.40	3.79
298.90	4.05
300.65	4.03
302.53	4.25
305.03	4.88
308.53	5.21
311.78	6.56
313.15	6.82
315.15	7.34
317.40	8.09
319.90	8.66

CAPÍTULO 4

ANÁLISIS DE RESULTADOS EXPERIMENTALES Y DETERMINACIÓN DE LA TEMPERATURA ÓPTIMA DEL PROCESO DE DESALADO

4.1 Determinación del modelo matemático para las variables densidad, viscosidad y conductividad del crudo Maya en función de la temperatura

4.1.1 Densidad

Al procesar la información experimental obtenida para la densidad del crudo Maya como una función de la temperatura, se consideró la posibilidad de adoptar un esquema lineal que representase este comportamiento. Al respecto, se obtuvieron excelentes resultados, como se muestra en la figura 4.1.

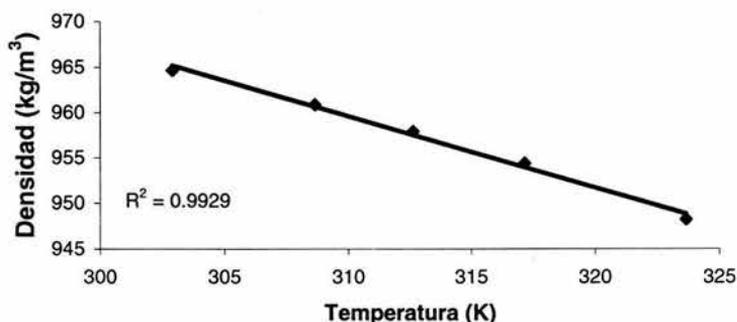


Figura 4.1 Densidad del crudo Maya en función de temperatura

Una vez observada una correlación tan alta, se obtuvo el modelo matemático correspondiente, mismo que es el siguiente:

$$\rho_o = -0.7902 T + 1204.6 \quad (4.1)$$

donde ρ_o = densidad del crudo Maya, kg/m³.

4.1.2 Viscosidad

De acuerdo con lo descrito en el capítulo dos, la viscosidad de los líquidos normalmente disminuye de manera exponencial al aumentar la temperatura. Los resultados obtenidos a partir de la experimentación se ajustan a este modelo, como lo muestra la figura 4.2.

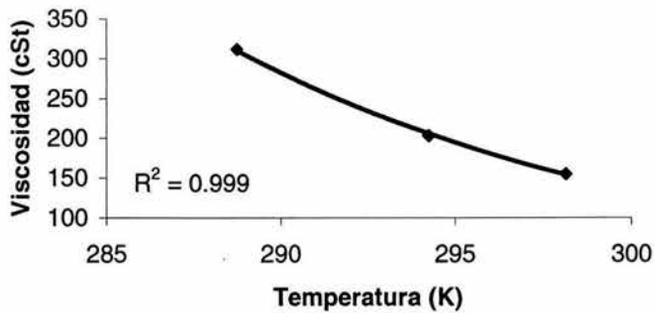


Figura 4.2 Viscosidad del crudo Maya en función de la temperatura

A partir de dicha correlación se obtiene el modelo matemático siguiente:

$$v_o = 6.8659 \times 10^{11} e^{(-0.07452106 T)} \quad (4.2)$$

donde v_o = viscosidad cinemática del crudo Maya, cSt.

Así mismo, dicha ecuación puede expresarse en unidades del Sistema Internacional de la siguiente manera:

$$\nu_o = 6.8626 \times 10^5 e^{(-0.07452106 T)} \quad (4.3)$$

donde ν_o = viscosidad cinemática del crudo Maya, m^2/s .

Como se observa en el modelo, al aumentar la temperatura del crudo ocurre una notable disminución en su viscosidad.

4.1.3 Conductividad

La forma de las curvas representadas en la figura 2.8 sugiere que la resistividad del crudo se comporta de manera exponencial con respecto a la temperatura. La conductividad es el inverso de la resistividad, por lo que consideramos ajustar los valores experimentales a un modelo del mismo tipo. La figura 4.3 muestra este comportamiento.

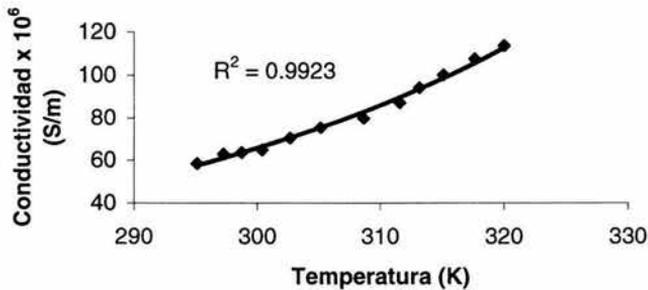


Figura 4.3 Conductividad en función de la temperatura para el crudo Maya

La expresión matemática correspondiente a dicho comportamiento está dada por:

$$\kappa_{O(\text{Maya})} = 0.020205 \times 10^{-6} e^{0.0269533 T} \quad (4.4)$$

donde $\kappa_{O(\text{Maya})}$ = conductividad del crudo Maya, S/m.

Así, podemos observar que la conductividad del crudo Maya aumenta sensiblemente al aumentar su temperatura.

En el caso del crudo tipo Istmo, se aprecia un comportamiento similar, aunque los valores de conductividad obtenidos son menores. La figura 4.4 muestra el cambio en la conductividad del crudo tipo Istmo con respecto a la temperatura.

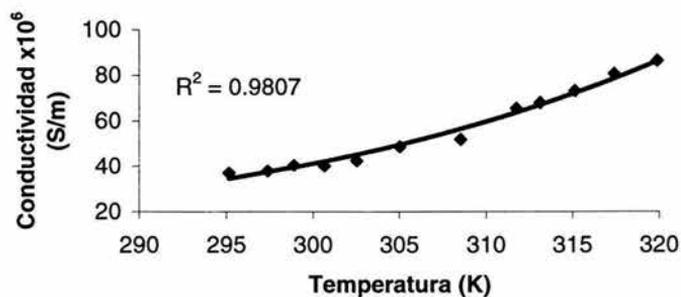


Figura 4.4 Conductividad en función de la temperatura para el crudo Istmo

Al igual que en el caso del crudo Maya, se determinó el modelo matemático que representa el comportamiento mostrado en la figura 4.4. Este modelo es el siguiente:

$$\kappa_{o(\text{Istmo})} = 0.0005955 \times 10^{-6} e^{0.037146 T} \quad (4.5)$$

donde $\kappa_{o(\text{Istmo})}$ = conductividad del crudo tipo Istmo, S/m.

Finalmente, se comparó el comportamiento de ambos crudos apreciándose que el crudo pesado es mejor conductor que el crudo ligero. Tal observación se muestra en la figura 4.5.

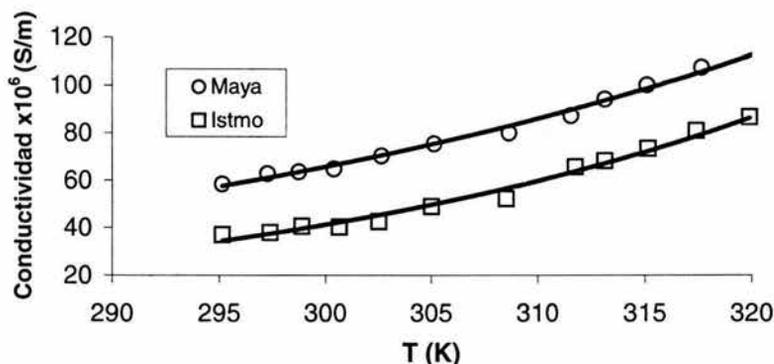


Figura 4.5 Conductividad en función de la temperatura para los crudos Istmo y Maya

La diferencia que se observa en la figura 4.5 entre los dos tipos de crudo puede explicarse debido a la presencia, en los crudos pesados, de sustancias orgánicas que le confieren alta conductividad, como los asfaltenos y sales de ácidos orgánicos [Warren, 2002].

4.2 Determinación de la temperatura óptima de desalado de crudo Maya

Para optimizar el proceso se definió una función de utilidad compuesta por tres elementos que consideran únicamente los mayores cambios en términos económicos que resultan al modificar la temperatura de operación. Con lo discutido en esta tesis, los cuatro principales elementos que se ven afectados con un cambio en la temperatura son:

- a) **Cantidad de crudo que puede tratarse por unidad de tiempo:** Al incrementar la temperatura aumenta la velocidad de sedimentación del agua y por lo tanto puede tratarse una mayor cantidad de crudo por unidad de tiempo. Lo anterior implica que se obtenga una mayor producción de compuestos derivados del petróleo. Tal excedente tiene un valor de mercado asignado por lo que su venta implica un beneficio económico que derivada directamente de un cambio en temperatura.

- b) **Cantidad de potencia eléctrica requerida por el sistema:** Al considerarse un voltaje constante, un aumento en la temperatura conlleva un incremento en la conductividad del crudo, y por lo tanto un aumento en la potencia requerida en el sistema. Dicho aumento implica costos adicionales por concepto de energía eléctrica.

- c) **Costos por concepto de bombeo:** El aumento en el caudal de crudo que puede tratarse implica, así mismo, que una mayor cantidad de agua debe

ingresar al sistema, para que se mantenga la relación de alimentación previamente definida. Este aumento en ambos caudales conlleva un costo asociado al bombeo de ambos fluidos.

- d) **Costos de calentamiento:** Incrementar la temperatura del agua para obtener una temperatura de operación mayor significa que será necesario hacer uso de un servicio de calentamiento adicional.

Considerando los tres puntos anteriores, se definió la función utilidad de la siguiente manera:

$$U = \text{BIF} - (\text{CP} + \text{CB} + \text{CC}) \quad (4.6)$$

donde U = **Utilidad** a maximizar, pesos/año

BIF = **Beneficio** por Incremento de Flujo, pesos/año

CP = **Costos** por aumento de **Potencia**, pesos/año

CB = **Costos** por **Bombeo** de un mayor caudal, pesos/año

CC = **Costos** por **Calentamiento**, pesos/año.

A continuación se explica cómo se calcula cada uno de los cuatro elementos mencionados. Adicionalmente, en el apéndice de este trabajo de tesis aparece un diagrama de flujo que permite comprender, con mayor detalle, el proceso de cálculo.

4.2.1 Cálculo del Beneficio por Incremento de Flujo (BIF)

Para el cálculo de este beneficio, se debe considerar el cambio en la velocidad de sedimentación de las gotas, mismo que permitirá calcular un nuevo flujo que puede ser tratado por el desalador.

En primera instancia se combinaron las ecuaciones 2.9, 2.12, 4.1 y 4.3 con la ley de Stokes (ver ecuación 2.3) para obtener una nueva expresión cuya variable única sea la temperatura. Esta expresión es la siguiente:

$$V_s = \frac{g d_g^2 (336.46056 - 1.96565 T + 0.002501 T^2)}{(9761087.736 - 1.488 \times 10^{10}) e^{-0.07452106 T}} \quad (4.7)$$

donde V_s = velocidad de sedimentación, m/s

d_g = diámetro de la gota, m.

Posteriormente, es necesario calcular la distancia que las gotas de agua recorren en el interior del desalador, para poder conocer su tiempo de residencia. Ya que la geometría del desalador es cilíndrica, se considera a esta distancia como aquella altura por encima de la interfase que divide al volumen de emulsión en dos. Esta consideración se debe a que la gota parte desde algún punto desde la emulsión y sedimenta hasta la interfase. Ya que las gotas de agua se distribuyen de manera homogénea en el volumen de la emulsión, es necesario suponer un punto promedio a partir del cual caen las gotas. Si el desalador tuviera una geometría cuadrada, este punto se encontraría a la mitad de la altura de la sección que contiene a la emulsión,

ya que la mitad de las gotas estaría por encima de este punto y la mitad restante por debajo. Así, el punto que divide al volumen de emulsión en dos, en el caso de una geometría cilíndrica, debe ser determinado mediante un análisis geométrico, ya que no es la mitad de la altura. Partiendo de la figura 2.6, se ha diseñado un esquema que permita mostrar las diferentes secciones dentro del desalador, éste se muestra en la figura 4.6 a.

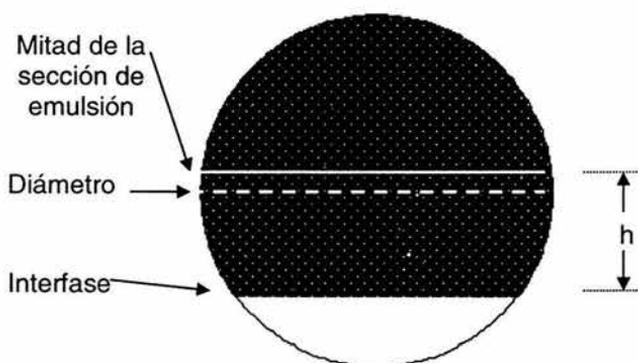


Figura 4.6 a Corte transversal del desalador con detalle de secciones

En la figura 4.6 a se distinguen las dos secciones dentro del desalador, la sección de emulsión (indicada en negro) y la sección de fase acuosa (blanco). El recorrido promedio de las gotas se define como h y corresponde a la distancia entre la interfase y el punto que divide el volumen de emulsión en dos.

Con el fin de calcular h se presenta la figura 4.6 b en la que aparecen diversas distancias indispensables para la determinación de esta variable. Es importante mencionar que en la figura 4.6 b la distancia h aparece por arriba del valor real con el fin de lograr que el esquema se presente de una manera más clara. Adicionalmente

se muestran otras distancias que no tienen relevancia física, pero que resultan importantes desde el punto de vista matemático, pues ayudan a resolver las ecuaciones planteadas para este análisis.

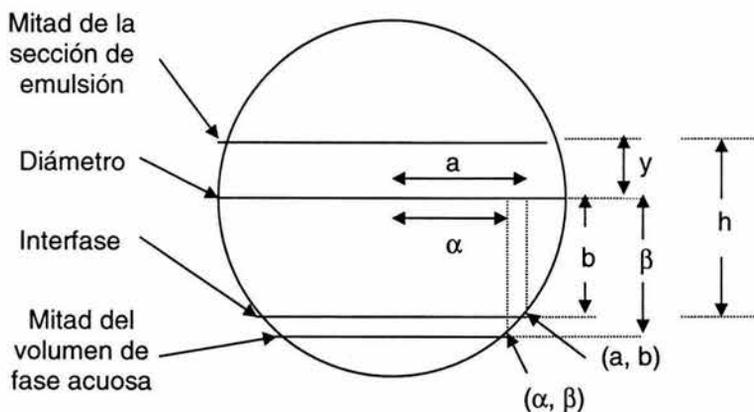


Figura 4.6 b Corte transversal del desalador para la determinación de la distancia de recorrido promedio de las gotas de agua

En este análisis se obtendrá el centroide (punto que divide en áreas iguales una fase) de la fase acuosa para, a partir de éste, determinar el centroide de la sección de emulsión y así cuantificar h .

En el análisis propuesto es necesario conocer el diámetro del desalador y la distancia desde el centro del desalador a la interfase, b . Ambos valores se obtienen de los planos de diseño del desalador. Siendo r el radio del desalador, es posible conocer la coordenada (a, b) utilizando la ecuación del círculo, ya que el área transversal del desalador es circular:

$$a = \sqrt{r^2 - b^2} \quad (4.8)$$

El área de la sección transversal que corresponde a la fase acuosa, A_1 , se calcula de acuerdo a la siguiente expresión, que resulta de la integración del área bajo la curva descrita por el segmento de círculo que ocupa:

$$A_1 = a \sqrt{r^2 - a^2} + r^2 \sin^{-1}\left(\frac{a}{r}\right) - 2 a b \quad (4.9)$$

Para obtener el centroide del área correspondiente a la fase acuosa, se divide el área entre dos, quedando definida una nueva sección circular cuyo punto límite se encuentra en la coordenada (α, β) . A fin de conocer estas nuevas coordenadas, se resuelve un sistema de dos ecuaciones. La primera es la ecuación 4.9, pero considerando la mitad del área de fase acuosa, y la segunda es la ecuación del círculo, ambas evaluadas en α y β . Estas ecuaciones son la 4.10 y 4.11.

$$A_2 = \frac{A_1}{2} = \alpha \sqrt{r^2 - \alpha^2} + r^2 \sin^{-1}\left(\frac{\alpha}{r}\right) - 2 \alpha \beta \quad (4.10)$$

$$\beta = \sqrt{r^2 - \alpha^2} \quad (4.11)$$

Al resolver el sistema se obtiene el centroide del área correspondiente a la sección de emulsión, siendo β la coordenada sobre el eje vertical. Dado que la suma

de las secciones de emulsión y fase acuosa da lugar al círculo, es posible conocer, a partir de una de ellas y el círculo completo, a la otra. Esto se hace ponderando los centroides y áreas tanto del círculo y la sección de fase acuosa. Tomando como origen el centro del círculo, se obtiene la ecuación 4.12 para efectuar la ponderación [Fitzgerald, 1996].

$$y = \frac{A_1 \beta}{A_T - A_1} \quad (4.12)$$

donde A_T = área total del círculo

y = coordenada vertical del centroide para la sección de emulsión.

Finalmente, la distancia promedio que recorren las gotas dentro del desalador se calcula así:

$$h = b + y \quad (4.13)$$

El análisis antes expuesto permite conocer la distancia de recorrido promedio de las gotas, h , para cualquier desalador. Esta distancia, en combinación con la ecuación 4.7 sirve para estimar el tiempo de residencia de la gota dentro del desalador, como lo muestra la ecuación 4.14.

$$\theta_g = \frac{h}{V_s} \quad (4.14)$$

donde θ_g = tiempo de residencia de la gota, s

h = distancia de recorrido de la gota, m.

Conociendo el diámetro promedio de la gota de agua, es sencillo calcular su volumen. Para determinar un diámetro promedio de la gota es necesario recurrir a la técnica de microscopía o difracción de rayo láser. Para el estudio realizado en esta tesis se consideró un diámetro promedio determinado mediante la técnica de microscopía por la empresa petrolera Petrobras de Brasil, el cual fue de $3.33 \mu\text{m}$ [Vianey y Khalil, 1999]. Esta empresa trabaja también con crudos pesados y el valor enunciado corresponde a uno de estos. Vale la pena aclarar que este diámetro promedio es tan solo un valor de referencia aunque durante la operación de desalado de crudo Maya dicho valor debe determinarse en campo considerando las variables de operación propias de la refinería.

El volumen de la gota se emplea para obtener el flujo de la gota, que se define de la siguiente manera:

$$F_g = \frac{V_g}{\theta_g} \quad (4.15)$$

donde F_g = flujo de la gota, m^3/s

V_g = volumen de la gota, m^3

θ_g = tiempo de residencia de la gota, s.

El mismo procedimiento puede emplearse utilizando condiciones de referencia, es decir, las condiciones de operación actuales para calcular otro tiempo

de residencia. Entonces, es posible correlacionar el flujo de agua a la salida del desalador con un flujo de referencia, de la siguiente manera:

$$F_{W(\text{salida})} = \frac{F_g}{F_g^*} F_{W(\text{Salida})}^* \quad (4.16)$$

donde $F_{W(\text{salida})}$ = flujo de salida de agua, $\text{m}^3/\text{año}$

F_g = flujo de la gota, m^3/s

F_g^* = flujo de la gota a condiciones de referencia, m^3/s

$F_{W(\text{salida})}^*$ = flujo de salida de agua de referencia, $\text{m}^3/\text{año}$.

La anterior correlación considera que a diferentes temperaturas se mantiene la cantidad y el tamaño de las gotas, siempre y cuando el voltaje sea constante. Experiencias realizadas en equipos de desalado piloto, han permitido apreciar (ver figura 4.7) que dado un voltaje fijo, queda determinada la distribución del tamaño y número de gotas [Warren, 2002]. Esta observación permite suponer que mientras el voltaje se mantenga constante, no cambiará el número y tamaño promedio de las gotas aun con un cambio de temperatura.

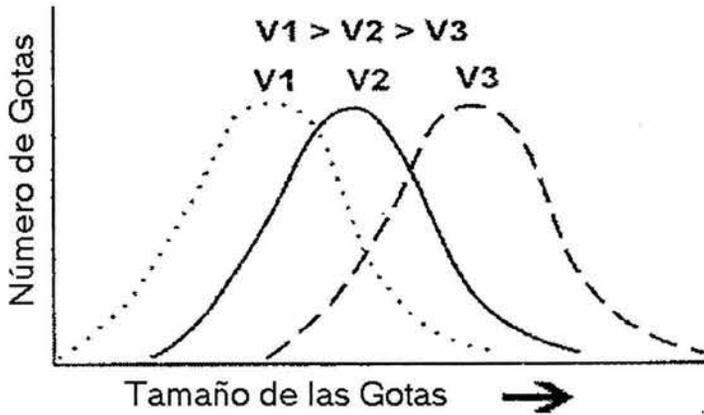


Figura 4.7 Distribución del tamaño y población de las gotas de agua en función del voltaje [Warren, 2002]

A partir del flujo de salida de agua y conociendo la eficiencia de deshidratación del desalador, es posible conocer el flujo de agua a la entrada. Ya que ésta se alimenta como una fracción de la alimentación de crudo, es posible determinar, así mismo, el flujo de éste que ingresa al desalador:

$$F_{W(\text{entrada})} = \frac{F_{W(\text{salida})}}{\eta} \quad (4.17)$$

donde $F_{W(\text{entrada})}$ = flujo de entrada de agua , $m^3/\text{año}$

$F_{W(\text{salida})}$ = flujo de salida de agua , $m^3/\text{año}$

η = eficiencia de deshidratación.

$$F_{O(\text{entrada})} = \frac{F_{W(\text{entrada})}}{R_{WO}} \quad (4.18)$$

donde $F_{O(\text{entrada})}$ = flujo de entrada de crudo, $m^3/\text{año}$

$F_{w(\text{entrada})}$ = flujo de entrada de agua , m³/año

R_{WO} = Relación de alimentación agua/crudo.

Si se conoce el flujo de petróleo de referencia, es posible saber qué tanto más se ha producido debido al cambio de temperatura. Lo anterior determina el beneficio económico derivado del cambio, si se considera la cantidad y proporción de derivados obtenidos del excedente producido. Adicionalmente, debe tomarse en cuenta que el excedente de crudo que puede ser procesado en las nuevas condiciones es una cantidad que no se ha destinado a la venta en el mercado internacional, por lo que debe descontarse la cantidad de dinero que podría resultar de su venta. Estas consideraciones se aprecian en la siguiente ecuación:

$$BIF = (F_{O(\text{entrada})} - F_{O(\text{entrada})}^*) \left(\sum_{i=1}^n x_i P_i - P_{MI} \right) \quad (4.19)$$

donde BIF = **B**eneficio por **I**ncremento de **F**lujo, pesos/año

$F_{O(\text{entrada})}$ = flujo de entrada de crudo, m³/año

$F_{O(\text{entrada})}^*$ = flujo de entrada de crudo a condiciones de referencia , m³/año

x_i = fracción de crudo que corresponde al producto i

P_i = precio de mercado de la fracción i , pesos/m³

P_{MI} = precio del crudo Maya en el mercado internacional, pesos/m³

n = número de fracciones consideradas para el estudio.

4.2.2 Determinación de los Costos por aumento de Potencia (CP)

Una modificación en la temperatura de entrada de la corriente de agua dará como consecuencia un cambio en la potencia requerida en el desalador. La potencia puede calcularse como el producto del voltaje por el amperaje (ecuación 2.6), sustituyendo en esta expresión a la Ley de Ohm (ecuación 2.7) se obtiene:

$$P = \frac{V^2}{R} \quad (4.20)$$

En donde por medio de la ecuación 2.8 es posible expresar a la resistencia en función de la conductividad para llegar a lo siguiente:

$$P = \frac{\kappa A}{\lambda} V^2 \quad (4.21)$$

Dado que λ , A y V son cantidades constantes, definidas por la geometría y condición de operación del desalador, la cantidad de potencia demandada por el sistema es función únicamente de la conductividad del crudo y, por lo tanto, de la temperatura de operación. Tal dependencia se muestra en la ecuación 4.22, considerando la conductividad del crudo Maya.

$$P = \frac{A V^2 0.020205 \times 10^{-6} e^{0.0269533 T}}{\lambda} \quad (4.22)$$

Debido a que la geometría y configuración interna de un desalador es complicada, resulta difícil determinar la relación A / λ a partir de una medición física. Es por ello que se decidió obtener este valor a partir del cálculo mediante la ecuación 4.22 pero utilizando las condiciones de potencia, temperatura y voltaje de referencia.

Finalmente conociendo a la potencia de referencia así como la de operación, que es función de temperatura, es posible evaluar los costos originados por una variación en el consumo de potencia, por medio de la siguiente expresión:

$$CP = (P - P^*) t C_{kWh} \quad (4.23)$$

donde CP = Costo por aumento de Potencia, pesos/año

P = potencia requerida por el sistema, kW

P* = potencia requerida por el sistema a condiciones de referencia, kW

t = tiempo de operación de un desalador, horas/año

C_{kWh} = costo del kWh, pesos/kWh.

4.2.3 Determinación de los Costos por Bombeo de mayor caudal (CB)

Se ha mostrado anteriormente que al aumentar la temperatura el tiempo de residencia necesario para lograr la separación del agua y el crudo se puede reducir. Por consiguiente, es posible ingresar una mayor cantidad tanto de agua como de crudo al desalador. Esto implica un incremento en los costos de bombeo mismos que pueden calcularse de la siguiente manera:

$$CB = [(F_{O(entrada)} - F_{O(entrada)}^*) + (F_{W(entrada)} - F_{W(entrada)}^*)] C_{\text{Bombeo}} \quad (4.24)$$

donde CB = **C**ostos por **B**ombeo, pesos/año

$F_{O(entrada)}$ = flujo de entrada de crudo, m³/año

$F_{O(entrada)}^*$ = flujo de entrada de crudo a condiciones de referencia, m³/año

$F_{W(entrada)}$ = flujo de entrada de agua, m³/año

$F_{W(entrada)}^*$ = flujo de entrada de agua a condiciones de referencia, m³/año

C_{Bombeo} = costo unitario del bombeo, pesos/m³.

4.2.4 Determinación de los Costos por Calentamiento (CC)

Como se mencionó anteriormente, la corriente de crudo es precalentada hasta una temperatura entre los 93 y 149°C para después ser mezclada con la corriente de agua de lavado. Si la relación de alimentación de crudo y agua se mantiene constante, la temperatura de ingreso del agua determinará la temperatura de operación en el desalador. Tal circunstancia es generalmente menospreciada por lo que el agua se alimenta a una temperatura cercana a la ambiente, abatiendo la temperatura de operación del desalador. Los costos considerados en esta sección derivan de la necesidad de aumentar previamente la temperatura de la corriente de agua de lavado. Estos costos fueron calculados mediante la realización de un balance de energía en condiciones adiabáticas, y considerando las ecuaciones 2.12, 4.1, 4.17 y 4.18, así como las que aparecen a continuación:

$$C_{p_w} = 4023.976 + 57.736 \times 10^{-2} T - 83.14 \times 10^{-6} T^2 \quad (4.25)$$

donde C_{p_w} = calor específico del agua, J/kg K.

*válida de 273.15 a 373.15 K [Smith, Van Ness y Abbott, 1999]

$$C_{p_o} = 168.2812 + 1.3067 T \quad (4.26)$$

donde C_{p_o} = calor específico del crudo (22°API), J/kg K.

*válida desde 310 a 644 K [Nelson, 1969]

El balance de energía del sistema se plantea conforme a la figura 4.8.

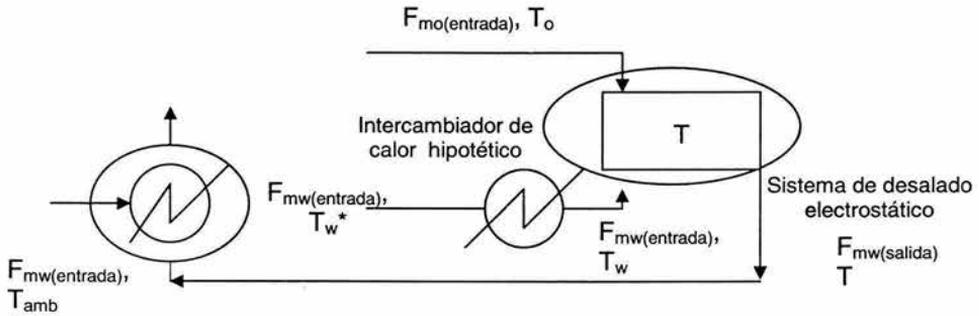


Figura 4.8 Esquema simplificado de proceso para balance de energía

Las variables indicadas en el esquema anterior se definen como:

$F_{m_o(entrada)}$ = flujo másico de crudo , kg/año

$F_{m_w(entrada)}$ = flujo másico de agua , kg/año

$F_{m_w(salida)}$ = flujo másico de agua a la salida (salmuera), kg/año

T_o = temperatura de entrada del crudo, K

T_w = temperatura de entrada del agua, K

T_w^* = temperatura de entrada del agua a condiciones de referencia, K

T_{amb} = temperatura ambiente del agua, K

T = temperatura de operación, K.

Los flujos máxicos de crudo y de agua se obtienen a partir del producto de los flujos volumétricos por su densidad correspondiente evaluada a las temperaturas T_o y T_{amb} , respectivamente.

$$F_{mi} = F_i \rho_i \quad (4.27)$$

donde F_{mi} = flujo máxico de la especie i , kg/año

F_i = flujo volumétrico de la especie i , $m^3/año$

ρ_i = densidad de la especie i , kg/m^3 .

A continuación se establece la ecuación de balance de energía dentro del sistema de desalado, de la cual se obtendrá el valor de la temperatura de ingreso del agua (T_w), considerando que éste es función únicamente de la temperatura de operación:

$$0 = F_{mo(entrada)} \int_T^{T_o} C_{p_o} dT - F_{mw(entrada)} \int_{T_w}^T C_{p_w} dT \quad (4.28)$$

Como es posible apreciar en el diagrama, el agua es calentada antes de ingresar al desalador, mediante la transferencia de calor de la corriente de agua de salida (salmuera) a la corriente de ingreso con agua "libre" de sales.

La ecuación de balance de energía para incrementar la temperatura del agua en la corriente de entrada es la siguiente:

$$0 = F_{mw(salida)} \int_T^{T_w^*} C_{p_w} dT - F_{mw(entrada)} \int_{T_w^*}^{T_{amb}} C_{p_w} dT \quad (4.29)$$

Donde como se puede ver, la T_w^* será función de la temperatura de operación establecida.

Una vez conocida la temperatura de ingreso del agua necesaria para mantener una temperatura de operación establecida, es necesario considerar la existencia de un hipotético intercambiador de calor que permita el cambio desde T_w^* hasta T_w . El balance de energía en dicho cambiador es:

$$Q = F_{mw(entrada)} \int_{T_w^*}^{T_w} C_{p_w} dT \quad (4.30)$$

donde Q = calor necesario para lograr el cambio de temperatura, J/año.

Esta cantidad de calor adicional requerido por el proceso, implica un costo que puede calcularse de la siguiente manera:

$$CC = Q C_j \quad (4.31)$$

donde CC = Costos por Calentamiento, pesos/año

C_j = costo por Joule en sistemas de calentamiento, pesos/J.

Al finalizar el cálculo de cada uno de los costos así como el beneficio por incremento de flujo, se procede a dividir cada una de estas cantidades entre el flujo de crudo que puede ser tratado. Lo anterior obedece a la conveniencia de estimar la utilidad en pesos por barril producido. Esta información permite conocer la utilidad unitaria a diferentes temperaturas, buscando obtener el valor máximo posible.

El modelo antes expuesto se adecuó a las condiciones y características reales existentes en una refinería. A continuación se muestran las consideraciones realizadas para este estudio, así como los resultados obtenidos.

4.2.5 Simulación del esquema de costos y beneficios aplicado a la refinería Ing. Antonio M. Amor situada en la ciudad de Salamanca

Con el fin de aplicar el esquema de simulación y optimización desarrollado en los apartados anteriores, realizamos una visita a la refinería Ing. Antonio M Amor localizada en la ciudad de Salamanca, Guanajuato. Durante la visita, recorrimos la zona de refinación primaria prestando especial atención a la sección correspondiente de desalado electrostático de crudo.

La refinería cuenta actualmente con 9 equipos de desalado para una capacidad total de 500,000 barriles diarios. Se manejan dos tipo de insumo, un crudo denominado "Pozóleo" puesto que su origen es Poza Rica y consiste en una mezcla

de crudos ligeros (básicamente crudo tipo Istmo); el otro tipo es el crudo denominado “Mezcla” ya que se compone de 75% de crudo tipo Istmo y 25% de crudo Maya [Campos, 2004].

Debido a que de las reservas de crudo comprobadas a nivel mundial al menos el 85% corresponde a crudos pesados [Altgelt y Boduszynski, 1994], se ha generado un creciente interés en aumentar, mejorar y optimizar los procesos enfocados a este tipo de crudo. En este sentido, la refinería de Salamanca no se ha quedado atrás y ha comenzado un proyecto para dedicar dos de sus desaladores al tratamiento exclusivo de crudo Maya. Este proyecto funcionará como piloto, ya que Pemex tiene la intención de destinar a la refinería de Salina Cruz para el procesamiento únicamente de crudo Maya [Campos, 2004].

Debido a los motivos antes expuestos, decidimos realizar el estudio de optimización económica considerando solamente a las dos desaladoras que se utilizarán en este proyecto piloto. Las características físicas y operativas de estos equipos se enuncian en las tablas 4.1 y 4.2.

Tabla 4.1 Especificaciones físicas del equipo de desalado

Especificación	Unidades Convencionales	Unidades del Sistema Internacional
Diámetro nominal	10 ft	3.05 m
Longitud	32 ft	9.75 m

Tabla 4.2 Condiciones de operación del equipo de desalado

Condición	Unidades Convencionales
Tiempo de operación	7920 h/año
Voltaje de operación	20,000 V (AC)
Potencia de referencia	7.68 kW
Temperatura de operación actual	378 K
Temperatura de ingreso del crudo	383 K
Alimentación de crudo por desalador	30,000 barriles/día
Alimentación de agua	5 %vol
Eficiencia de deshidratación	95 %
Eficiencia de desalado	90 – 95 %
Número de etapas	1
Arreglo	paralelo
Distancia del centro a la interfase	0.94 m

*Nota: un m³ equivale a 6.2898 barriles

Adicionalmente a estos datos, se obtuvo información correspondiente a los costos de diversos productos y servicios relacionados con el modelo matemático planteado, estos datos se presentan en la tabla 4.3.

Tabla 4.3 Información sobre costos de productos y servicios

Producto o servicio	Costo	Fuente
Potencia eléctrica	0.334 \$/kWh	Campos, 2004
Energía de calentamiento	5.23x10 ⁻⁸ \$/J	Campos, 2004
Bombeo	0.1356 \$/m ³	Gary, 1994
Gasolina	5340 \$/m ³	Pemex, 2003
Queroseno	2599 \$/m ³	ICIS Report, 2003
Gasóleo	1700 \$/m ³	Pemex, 2003
Lubricantes	12,500 \$/m ³	Mexlub, 2003
Pesados	713 \$/m ³	ICIS Report, 2003
Crudo Maya	1563.64 \$/m ³	Pemex, 2003

Todos los precios antes citados corresponden a los meses de noviembre y diciembre del 2003 y no incluyen IVA. En el caso de los costos de bombeo se consideró el valor citado como estándar para un flujo dado. Para la gasolina, el valor

citado corresponde al promedio ponderado entre los precios de las gasolinas tipo “Magna” y “Premium” considerando la producción de éstas durante el mes de noviembre del 2003. Los lubricantes aparecen citados con un valor que corresponde al comercial, sin IVA y descontando el margen de utilidad del 35% por litro que obtiene Mexlub de su venta.

Además del precio de los productos derivados del petróleo es importante conocer la proporción de éstos que resulta del procesamiento de un barril de crudo. Tal rendimiento es diferente para cada crudo, aunque aquellos con densidad similar suelen tener rendimientos parecidos.

Los rendimientos de cada fracción considerados para el crudo pesado se enuncian en la tabla 4.4 [Gary, 1994].

Tabla 4.4 Rendimiento volumétrico del crudo Maya

Fracción	Rendimiento Volumétrico (%)
Gasolina	15.6
Keroseno	2.0
Gasóleo	16.1
Lubricantes	13.0
Residuos	50.5
Pérdidas por destilación	2.8

4.2.6 Resultados obtenidos para la simulación del esquema de costos y beneficios aplicado a la refinería Ing. Antonio M. Amor situada en la ciudad de Salamanca

Una vez considerados todos los elementos operativos y económicos mencionados en la sección 4.2.5 se realizó la simulación de estudio económico, para diferentes temperaturas de operación del proceso de desalado electrostático.

Los resultados muestran que el comportamiento del modelo económico puede describirse como un aumento continuo tanto en el beneficio por incremento de flujo como en los costos asociados a potencia eléctrica, bombeo y calentamiento, mismos que para efectos prácticos se asocian como costos totales (CT). Se estudió la relación que existe entre costos totales y beneficio a diferentes temperaturas, de acuerdo con el algoritmo diseñado. El cálculo finalizó una vez que los costos totales superaron al BIF. La relación entre costos y beneficios puede apreciarse en la figura 4.9.

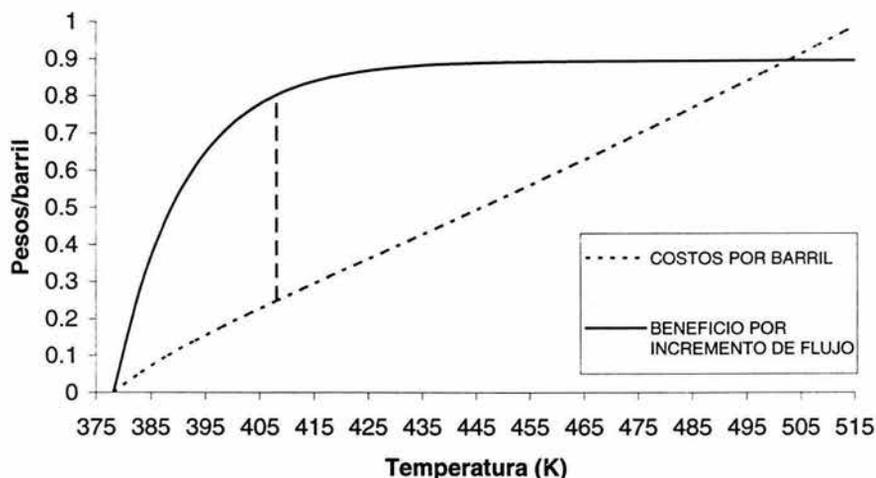


Figura 4.9 Comportamiento del modelo económico

Existe un intervalo de temperatura en el cual el beneficio es mayor a los costos generados por el aumento en la misma. Este intervalo es aquel que resulta de interés en este análisis, pues implica una utilidad positiva. Sin embargo, existe una intersección entre ambas curvas, y se concluye que en ese punto la diferencia entre ambas es cero, por lo que a partir del mismo comienza a haber pérdidas, siendo mayores los costos al beneficio. El hecho de que las curvas no se alejen indefinidamente implica que en algún punto entre la temperatura de referencia y la intersección existe una temperatura a la cual la distancia entre ambas curvas es máxima. Tal temperatura es aquella a la que se presentará la utilidad máxima y se encuentra señalada por una línea vertical que une ambas curvas.

La determinación del punto de utilidad máxima puede apreciarse mejor si la utilidad es calculada en cada punto, como se muestra en la figura 4.10.

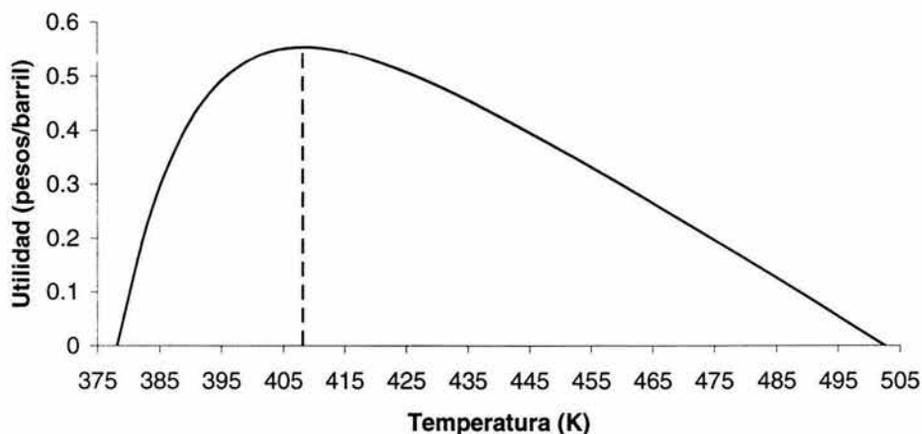


Figura 4.10 Comportamiento de la utilidad en función de temperatura

La figura 4.10 indica que existe un máximo para la utilidad en función de la temperatura. La temperatura óptima determinada para la obtención de la utilidad máxima, aparece señalada en la figura mediante una línea vertical. Esta temperatura óptima es de 408.15 K o 135°C y la utilidad máxima es de 0.55 pesos/barril.

Algunos otros datos relevantes, correspondientes a propiedades físicas del crudo y a condiciones económicas del proceso, evaluados a la temperatura óptima y comparados con la información de referencia, aparecen en las tablas 4.5 y 4.6.

Tabla 4.5 Propiedades físicas del crudo Maya a temperatura de referencia y óptima

Concepto	Crudo a 378.15 K (110°C)	Crudo a 408.15 K (135°C)	Cambio (%)
Densidad (kg/m ³)	905.8	882.1	(-) 2.6
Viscosidad (kg /m s)	3.59 x10 ⁻⁴	37.37 x10 ⁻⁴	(-) 941
Conductividad (S/m)	5.40 x10 ⁻⁴	12.1 x10 ⁻⁴	(+) 124

Tabla 4.6 Condiciones económicas del proceso a temperatura de referencia y óptima

Concepto	Crudo a 378.15 K (110°C)	Crudo a 408.15 K (135°C)
BIF (pesos/barril)	0.00	0.80
CP (pesos/barril)	0.00	2.66×10^{-4}
CB (pesos/barril)	0.00	0.02
CC (pesos/barril)	0.00	0.23
U (pesos/barril)	0.00	0.55

Se aprecian notables cambios tanto en las propiedades físicas del crudo Maya como en las condiciones económicas del proceso. En el caso de las condiciones económicas, se considera como cero a los valores de referencia ya que el modelo está diseñado para cuantificar los cambios con respecto a las condiciones originales de proceso.

A continuación se presenta un análisis y discusión detallado de los resultados obtenidos. Este análisis se efectúa desde los contextos técnico y económico.

CAPÍTULO 5

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 Conclusiones

El desarrollo mostrado en esta tesis permite apreciar la necesidad de estudiar a cada tipo de crudo de manera específica. Lo anterior, debido a que las propiedades de los tres tipos de crudo que hay en México son considerablemente diferentes, como se deduce al clasificarlos en distintas categorías de acuerdo con su densidad y viscosidad. Además, como se observa en la figura 4.5 la conductividad de los crudos ligeros y pesados es distinta. Todo esto implica que el proceso en cuestión debe estar diseñado o adecuado a las características específicas del crudo que se alimente. Tal consideración no debe detenerse tan solo en las categorías más generales, sino que debe recordarse que incluso un mismo tipo de crudo puede presentar características diferentes dependiendo del pozo del cual fue extraído. Esta reflexión nos lleva a concluir la importancia y justificación de haber dirigido esta tesis de tal modo que su estudio sea específicamente el crudo tipo Maya.

En la realización de este estudio fue necesario evaluar diferentes propiedades del crudo Maya, lo anterior debido a la escasa información que se encuentra disponible al respecto. Con motivo de estos experimentos, concluimos que la información experimental obtenida, así como las correlaciones formuladas a partir de la misma están bien sustentadas desde el punto de vista técnico y matemático, por lo que pueden tomarse como puntos de referencia en futuras investigaciones.

Una vez contando con correlaciones experimentales adecuadas, se procedió a integrar éstas en un modelo económico que pretendió recabar las variables más

significativas y básicas que intervienen en el proceso de desalado electrostático y transformarlas en términos monetarios cuya comparación entre sí se hace posible. De esta manera fue posible evaluar al proceso desde un punto de vista global y, en última instancia, evaluarlo considerando a la temperatura como la variable básica de operación.

Se concluye que la temperatura es una variable fundamental en el estudio de este proceso, toda vez que un gran número de variables es altamente dependiente de la misma. En lo referente a la optimización del proceso, se observó que los costos por concepto de potencia eléctrica son de magnitud mucho menor que los correspondientes a los de calentamiento y bombeo. Lo anterior se explica debido a que la cantidad de corriente que atraviesa al crudo depende únicamente de la conductividad del mismo, sin que sea relevante la cantidad de crudo que se alimenta al sistema. En cambio, los costos por calentamiento y bombeo aumentan proporcionalmente al caudal de crudo alimentado, es decir que su cambio es mucho más apreciable.

La dependencia de los costos por bombeo y calentamiento en relación al flujo impiden que la temperatura óptima se encuentre demasiado alejada de la temperatura de referencia. Como se observa en la figura 4.9 al incrementar demasiado la temperatura, los costos totales superan al beneficio obtenido. Este cambio es aparentemente lineal, sin embargo esto no es así. El comportamiento de la curva de costos es exponencial, pero el factor exponencial correspondiente es un número mucho menor al de la curva de beneficio, por lo que en un intervalo

seleccionado la curva de costos cambia más lentamente y su pendiente parece constante.

En cuanto al beneficio por incremento de flujo, éste aumenta de manera considerable en un intervalo de temperatura cercano a la temperatura de referencia. Posteriormente, la pendiente de este cambio disminuye, es decir que no vale la pena calentar más pues el cambio en el beneficio es muy poco. Esto se debe a que, como lo predice la Ley de Stokes, la viscosidad es el principal factor que determina la velocidad de sedimentación. En la figura 5.1 se muestra el efecto de la temperatura sobre esta variable, observándose que el cambio es muy intenso en un inicio y disminuye notablemente conforme aumenta la temperatura.

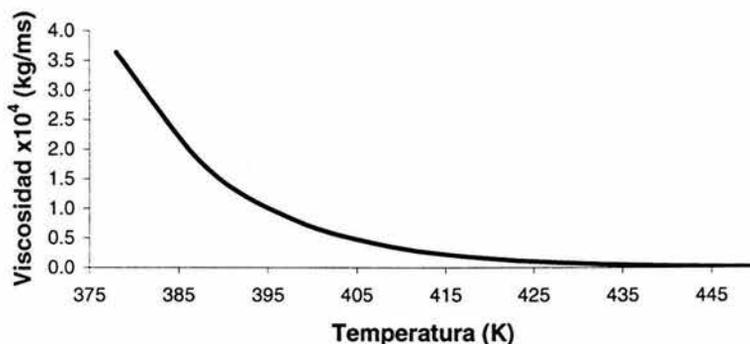


Figura 5.1 Efecto de la temperatura sobre la viscosidad del crudo Maya

El intenso cambio inicial en el valor de la viscosidad da lugar a un notable cambio en la velocidad de sedimentación y, por lo tanto, en la cantidad de crudo que puede tratarse, obteniéndose un mayor beneficio.

Considerando el comportamiento de ambas curvas y particularmente el hecho de que la curva de beneficio deja de cambiar significativamente causa que el óptimo se encuentre antes de que el cambio en el beneficio por incremento de temperatura sea despreciable. Al observar las figuras 4.9 y 4.10 se aprecia la existencia de este valor óptimo.

La existencia de una temperatura óptima justifica la introducción de un sistema de precalentamiento más sofisticado que el utilizado actualmente. Tal sistema puede consistir en el propuesto intercambiador para precalentar agua o bien, en aumentar la carga térmica en el tren de precalentamiento de crudo. Al implementar esta medida, sería posible, además de obtener el beneficio directo, utilizar una sola desaladora para tratar el crudo que originalmente trataban dos, pudiéndose colocar la segunda en serie con la primera, lo cual aumentaría la eficiencia de desalado hasta un 99%.

5.2 Recomendaciones

Consideramos oportuno reconocer que el modelo económico planteado presenta limitantes como son las siguientes: es muy sensible a los precios manejados para cada producto, no considera elementos como diámetro de la tubería, presión máxima y así mismo, supone que la capacidad de la sección de refinación, tanto primaria como secundaria, es suficiente como para soportar un aumento de flujo indefinido. Así mismo, el modelo puede ser ampliado y mejorado para introducir conceptos como cantidad y tipo de tensoactivo utilizado, disposición de los

electrodos, voltaje óptimo, efecto del pH y caída de presión en el elemento de mezclado. Con base en las anteriores observaciones, nos permitimos recomendar que este modelo se perfeccione a fin de que el proceso pueda ser optimizado considerando un mayor número de elementos.

Adicionalmente a la mejora del modelo económico, es recomendable que se realicen más estudios sobre las propiedades específicas del crudo Maya. Esto no solamente podrá mejorar la calidad de información que ingrese al modelo sino que además la información obtenida podrá utilizarse en el desarrollo de nuevas y variadas investigaciones. Esto es de especial importancia ya que las tendencias indican que en el futuro próximo los crudos de tipo pesado tendrán que ser incorporados a los procesos, por lo que éstos deberán estar diseñados o adaptados para tal fin.

El proceso de desalado electrostático de crudo Maya puede ser mejorado si se considera el aumento de temperatura de proceso. Para asegurar tal fin, es recomendable mejorar el modelo planteado, tanto en su forma como en la información que ingrese en el mismo. Además, será deseable realizar un estudio profundo en una planta piloto acerca del efecto de la temperatura sobre el flujo de crudo que puede tratarse, a fin de definir posibles cambios en la configuración de los equipos. Finalmente, podría resolverse el modelo considerando todos estos factores así como la integración térmica de los equipos de calentamiento e intercambio de energía auxiliares, de tal forma que el proceso de desalado se encuentre en perfecta sincronía con los demás elementos de proceso de la refinería.

En términos económicos, el beneficio es tanto directo como indirecto. El beneficio directo es aquel que resulta de un excedente de producción, lo cual permite pagar cualquier inversión en un tiempo relativamente corto. Ya que aumenta la capacidad de proceso, es necesario utilizar menos equipos para tratar la misma cantidad de crudo. Esto deriva en beneficios indirectos, ya que si las desaladoras operan en serie, la eficiencia de desalado aumenta, generando un importante ahorro en el uso de sustancias anticorrosivas en las columnas de destilación. También, se protegen todos los equipos de intercambio de calor así como las líneas y los platos de destilación, aumentando su vida útil. Los equipos de catálisis son protegidos de envenenamiento catalítico, lo cual implica un ahorro en la compra y colocación del material catalítico.

Considerando todo lo anterior, la recomendación final será ahondar en el estudio de esta importante etapa del proceso de refinación de crudo Maya, a fin de que puedan obtenerse resultados más confiables y menos empíricos que puedan aplicarse de manera directa y en el corto o mediano plazo. Esto implicará una mejora en los procesos actuales, preparando a la industria petrolera mexicana para enfrentar los retos y desafíos que el futuro inmediato depara.

APÉNDICE

DIAGRAMA TOTAL DE FLUJO PARA LA SIMULACIÓN

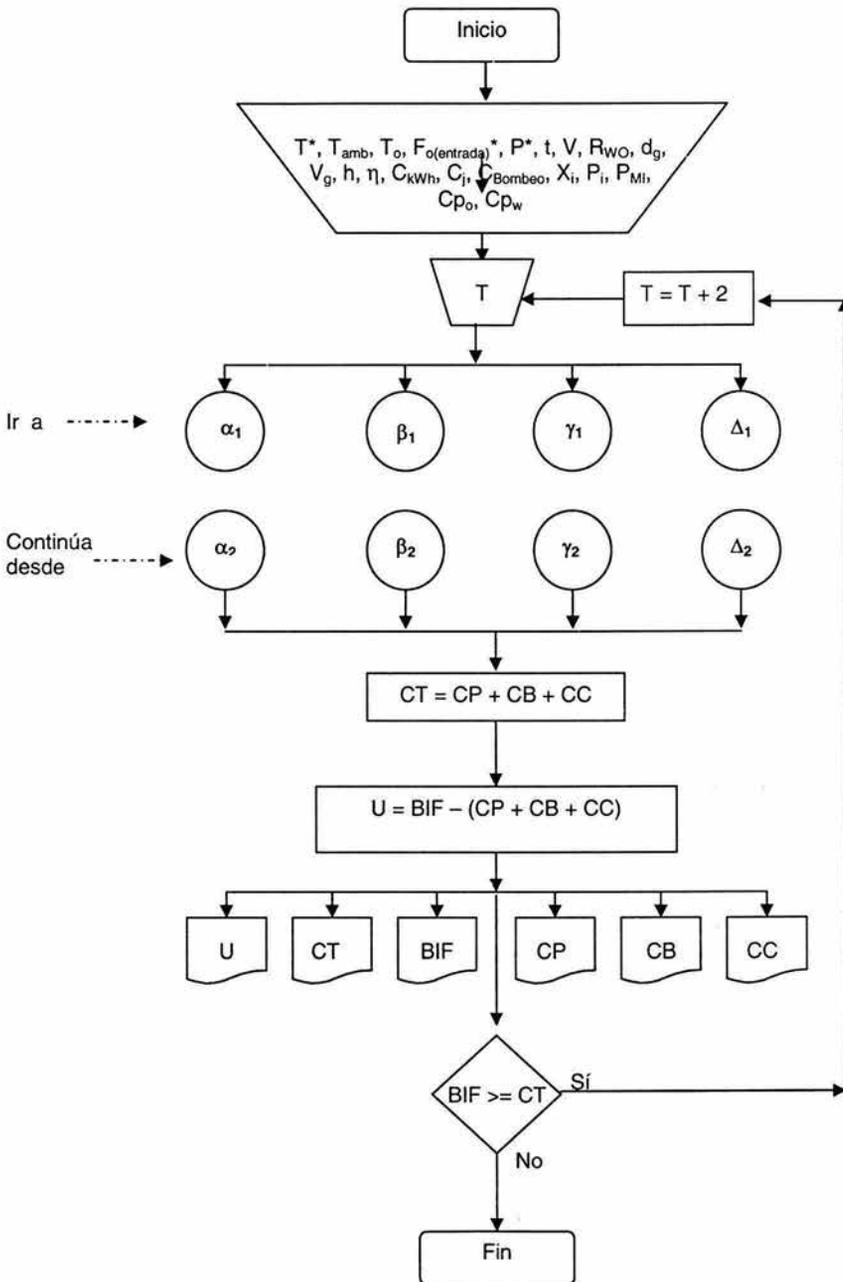
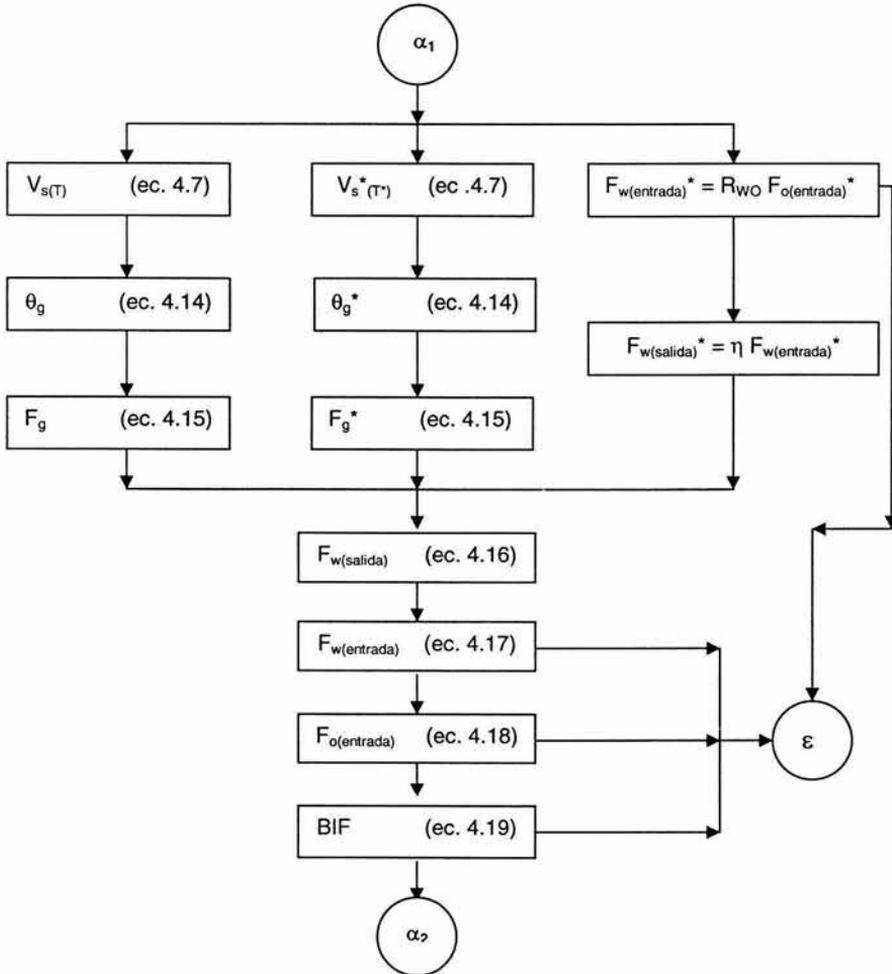
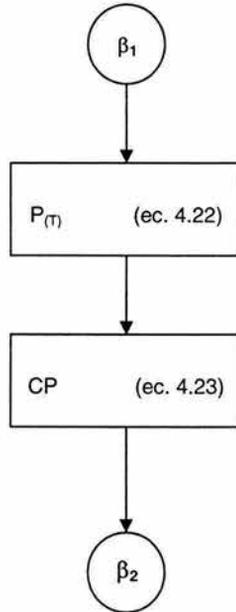


DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL CÁLCULO DEL BENEFICIO POR INCREMENTO

DE FLUJO (α_1)



**DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL CÁLCULO DE LOS COSTOS POR AUMENTO
DE POTENCIA (β_1)**



**DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL CÁLCULO DE LOS COSTOS POR BOMBEO DE
MAYOR CAUDAL (γ_1)**

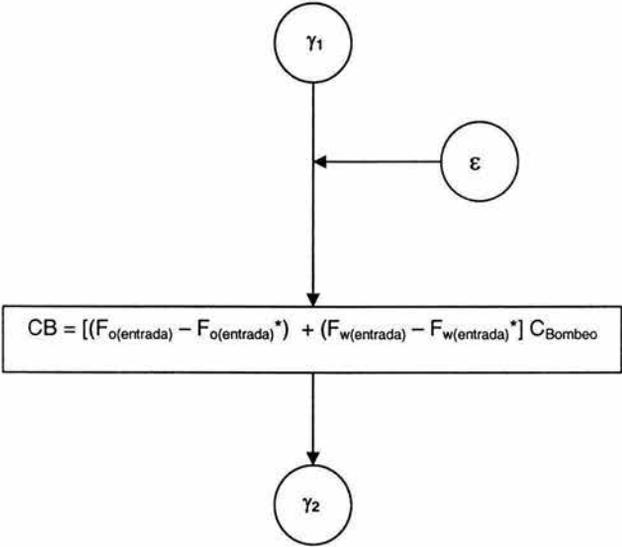
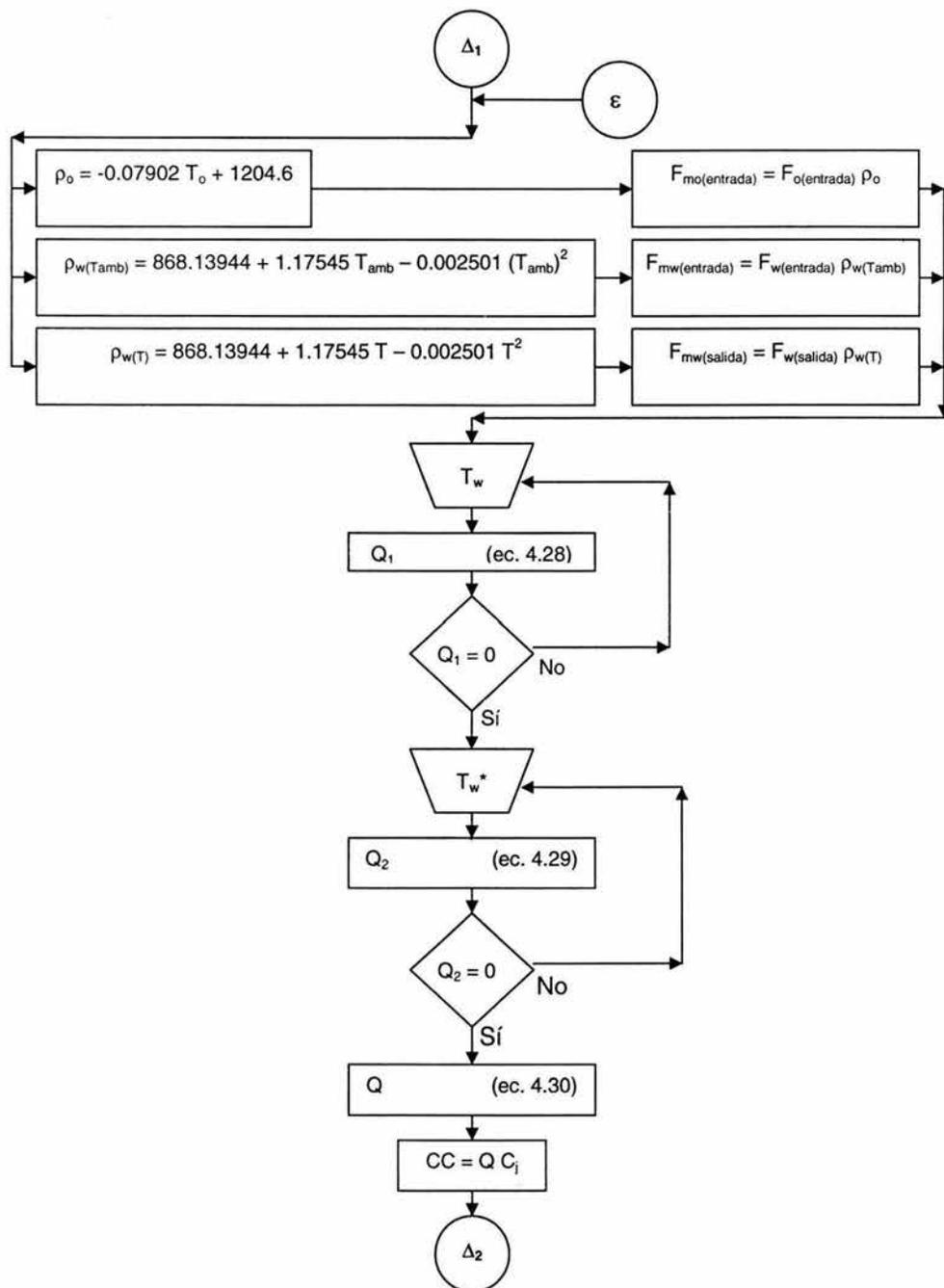


DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL CÁLCULO DE LOS COSTOS POR

CALENTAMIENTO (Δ_1)



LISTA DE SÍMBOLOS

A	Área transversal del elemento conductor, m^2
a	Coordenada en el eje horizontal que corresponde a la coordenada vertical b, m
A_1	Área de la sección acuosa, m^2
A_2	Mitad de A_1 , m^2
A_T	Área total del círculo, m^2
b	Coordenada vertical que corresponde a la distancia entre la línea central del desalador a la interfase, m
BIF	Beneficio por incremento de flujo, pesos/año
C_{cond}	Constante de calibración del conductímetro, m^{-1}
C_{visc}	Constante de calibración del viscosímetro, cSt/s
CB	Costos por bombeo de un mayor caudal, pesos/año
C_{Bombeo}	Costo unitario del bombeo, pesos/ m^3
CC	Costos por calentamiento, pesos/año
C_j	Costo por Joule en sistemas de calentamiento, pesos/J
C_{kWh}	Costo del kWh, pesos/kWh
CP	Costo por aumento de potencia, pesos/año
C_{p_o}	Calor específico del crudo, J/kg K
C_{p_w}	Calor específico del agua, J/kg K
CT	Costos totales, pesos/año
d_g	Diámetro de la gota, m

F	Fuerza de atracción entre gotas, N
F_g	Flujo de la gota, m^3/s
F_g^*	Flujo de la gota a condiciones de referencia, m^3/s
F_i	Flujo volumétrico de la especie i , $m^3/año$
F_{mi}	Flujo másico de la especie i , $kg/año$
$F_{mo(entrada)}$	Flujo másico de crudo , $kg/año$
$F_{mw(entrada)}$	Flujo másico de agua , $kg/año$
$F_{mw(salida)}$	Flujo másico de agua a la salida (salmuera) , $kg/año$
$F_{o(entrada)}$	Flujo de entrada de crudo, $m^3/año$
$F_{o(entrada)}^*$	Flujo de entrada de crudo a condiciones de referencia , $m^3/año$
$F_{w(entrada)}$	Flujo de entrada de agua , $m^3/año$
$F_{w(entrada)}^*$	Flujo de entrada de agua a condiciones de referencia, $m^3/año$
$F_{w(salida)}$	Flujo de salida de agua , $m^3/año$
$F_{w(salida)}^*$	Flujo de salida de agua de referencia, $m^3/año$
g	Aceleración gravitacional, m/s^2
$g.e.$	Gravedad específica, adimensional
h	Distancia de recorrido promedio de la gota, m
I	Amperaje, A
K_D	Constante dieléctrica, $V m^2 / N$
K	Constante, N / V^2m^2
n	Número de fracciones consideradas para el estudio
n_o	Número de observaciones
P	Potencia requerida por el sistema, kW
P^*	Potencia requerida por el sistema a condiciones de referencia, kW

P_i	Precio de mercado de la fracción i , pesos/m ³
P_{MI}	Precio del crudo Maya en el mercado internacional, pesos/m ³
Q	Calor necesario para lograr el cambio de temperatura, J/año
r	Radio del desalador, m
r_g	Radio de las gotas de agua, m
R	Resistencia, Ω
R_S	Resistencia de la solución, Ω
R_{WO}	Relación de alimentación agua/crudo
s	Distancia entre las gotas, m
SD	Desviación estándar, m ⁻¹
S_0	Sal que sale en la corriente de crudo desalador
S_1	Sal que entra al desalador electrostático
t	Tiempo de operación de un desalador, horas/año
t_s	t de Student a 95% de confiabilidad
t_{visc}	Tiempo de flujo, s
T	Temperatura de operación, K
T_{amb}	Temperatura ambiente del agua, K
T_O	Temperatura de entrada del crudo, K
T_W	Temperatura de entrada del agua, K
T_W^*	Temperatura de entrada del agua a condiciones de referencia, K
U	Utilidad a maximizar, pesos/año
V	Voltaje, V
V_c	Voltaje crítico, V

V_g	Volumen de la gota, m^3
V_s	Velocidad de sedimentación, m/s
W_0	Agua que sale en la corriente de crudo desalado
W_1	Agua de entrada al desalador electrostático
\bar{X}	Valor promedio, m^{-1}
x_i	Fracción de crudo que corresponde al producto i
y	Coordenada vertical del centroide para la sección de emulsión

Símbolos griegos

α	Coordenada en el eje horizontal que corresponde a la coordenada vertical β , m
β	Coordenada vertical que corresponde a la distancia entre la línea central del desalador y la mitad de la fase acuosa, m.
η	Eficiencia de deshidratación
κ	Conductividad del elemento conductor, $\Omega^{-1}m^{-1}$
κ_o	Conductividad del crudo, S/m
$\kappa_{o(Istmo)}$	Conductividad del crudo tipo Istmo, S/m
$\kappa_{o(Maya)}$	Conductividad del crudo Maya, S/m
κ_s	Conductividad de la solución, S/m
λ	Longitud del elemento conductor, m
μ	Viscosidad dinámica, kg/m s

μ_o	Viscosidad dinámica del crudo, kg /m s
ν	Viscosidad cinemática, m ² /s o cSt
ν_o	Viscosidad cinemática del crudo, m ² /s o cSt
θ_g	Tiempo de residencia de la gota, s
ρ	Densidad del fluido, kg/m ³
ρ_i	Densidad de la especie <i>i</i> , kg/m ³
ρ_o	Densidad del crudo, kg/m ³
ρ_w	Densidad del agua, kg/m ³
τ	Tensión superficial de la gota, N / m

LISTA DE TABLAS

Número	Tabla	Página
CAPÍTULO 1		
1.1	Clasificación del crudo de acuerdo con su densidad	3
1.2	Clasificación del crudo de acuerdo con su contenido de azufre	3
1.3	Características de los tres tipo de crudo mexicano	4
1.4	Precios de los tres tipos de crudo mexicano	4
CAPÍTULO 2		
2.1	Remoción de impurezas en el proceso de desalado	18
2.2	Agua de lavado recomendada de acuerdo con la densidad del crudo	32
2.3	Efecto del cambio de temperatura en la velocidad de sedimentación	44
CAPÍTULO 3		
3.1	Densidad del crudo Maya a diferentes temperaturas	49
3.2	Viscosidad cinemática del crudo Maya a diferentes temperaturas	53
3.3	Solución estándar de KCl	56
3.4	Valores determinados para las soluciones de KCl	58
3.5	Conductividad contra temperatura para crudo Maya	59
3.6	Conductividad contra temperatura para crudo tipo Istmo	60
CAPITULO 4		
4.1	Especificaciones físicas del equipo de desalado	85

Número	Tabla	Página
4.2	Condiciones de operación del equipo de desalado	86
4.3	Información sobre costos de productos y servicios	86
4.4	Rendimiento volumétrico del crudo Maya	87
4.5	Propiedades físicas del crudo Maya a temperatura de referencia y óptima	90
4.6	Condiciones económicas del proceso a temperatura de referencia y óptima	91

LISTA DE FIGURAS

Número	Figura	Página
CAPÍTULO 1		
1.1	Proporción de la producción de petróleo en México, de acuerdo con el tipo de crudo	5
1.2	Proporción de la mezcla en el mercado interno	6
1.3	Proporción de la mezcla en el mercado externo	6
1.4	Participación de los tres tipo de crudo en la producción total	7
1.5	Proporción de los tres tipos de crudo en la mezcla de exportación	8
1.6	Proporción de los tres tipos de crudo en el mercado interno	8
1.7	Proceso de refinación del crudo	13
CAPÍTULO 2		
2.1	Efecto del contenido de sodio en la eficiencia del catalizador	16
2.2	Mecanismo propuesto de estabilización de las emulsiones W/O	20
2.3	Diagrama de flujo para desalado en una etapa	25
2.4	Diagrama de flujo para desalado en dos etapas	25
2.5	Efecto de la caída de presión en el mezclador sobre la eficiencia de desalado	28
2.6	Corte transversal de un desalador electrostático	29
2.7	Agua y sólidos sedimentados en función del voltaje	36
2.8	Efecto de la dilución sobre la conductividad del crudo	39

Número	Figura	Página
CAPÍTULO 3		
3.1	Hidrómetro para fluidos opacos	48
3.2	Viscosímetro tipo Cannon – Fenske	51
3.3	Esquema de la celda electrostática	55
3.4	Arreglo del equipo de medición	56
CAPÍTULO 4		
4.1	Densidad del crudo Maya en función de temperatura	62
4.2	Viscosidad del crudo Maya vs temperatura	63
4.3	Conductividad vs temperatura para crudo Maya	64
4.4	Conductividad vs temperatura para crudo tipo Istmo	65
4.5	Conductividad contra temperatura para crudos Istmo y Maya	66
4.6 a	Corte transversal del desalador con detalle de secciones	70
4.6 b	Corte transversal del desalador para la determinación de la distancia de recorrido promedio de las gotas de agua	71
4.7	Distribución del tamaño y población de las gotas de agua en función del voltaje	76
4.8	Esquema simplificado de proceso para balance de energía	81
4.9	Comportamiento del modelo económico	89
4.10	Comportamiento de la utilidad en función de temperatura	90
CAPÍTULO 5		
5.1	Efecto de la temperatura sobre la viscosidad del crudo Maya	95

LISTA DE ECUACIONES

Número	Ecuación	Página
CAPÍTULO 2		
2.1	Porcentaje de deshidratación	22
2.2	Porcentaje de desalado	22
2.3	Ley de Stokes	23
2.4	Fuerza de atracción entre las gotas de agua	34
2.5	Voltaje crítico	35
2.6	Potencia eléctrica	36
2.7	Ley de Ohm	37
2.8	Relación entre resistencia y conductividad	39
2.9	Relación entre viscosidad cinemática y viscosidad dinámica	41
2.10	Gravedad específica	42
2.11	Gravedad API	42
2.12	Densidad del agua en función de temperatura	43
CAPÍTULO 3		
3.1	Viscosidad a partir de la constante del viscosímetro	52
3.2	Constante de celda	57
3.3	Conductividad a partir de la constante de celda	57
3.4	Cálculo del intervalo de confianza	58
CAPÍTULO 4		
4.1	Densidad del crudo Maya en función de Temperatura	62
4.2	Viscosidad cinemática del crudo Maya	63

Número	Ecuación	Página
4.3	Viscosidad cinemática del crudo Maya en unidades del Sistema Internacional	64
4.4	Conductividad del crudo Maya en función de la temperatura	65
4.5	Conductividad del crudo tipo Istmo en función de la temperatura	66
4.6	Función de utilidad	68
4.7	Ley de Stokes modificada en función de temperatura	69
4.8	Ecuación auxiliar 1 para determinación de la distancia de recorrido de las gotas de agua	72
4.9	Área de la sección de la fase acuosa	72
4.10	Mitad del área de la sección de la fase acuosa	72
4.11	Ecuación auxiliar 2 para determinación de la distancia de recorrido de las gotas de agua	72
4.12	Centroide de la sección de emulsión	73
4.13	Distancia de recorrido promedio de las gotas de agua	73
4.14	Tiempo de residencia de la gota	73
4.15	Flujo de la gota	74
4.16	Flujo de salida de agua	75
4.17	Flujo de entrada de agua	76
4.18	Flujo de entrada de crudo	76
4.19	Beneficio por incremento de flujo	77
4.20	Potencia eléctrica modificada (1)	78

Número	Ecuación	Página
4.21	Potencia eléctrica modificada (2)	78
4.22	Potencia eléctrica modificada (3)	78
4.23	Costos por aumento de potencia	79
4.24	Costos por bombeo de mayor caudal	80
4.25	Calor específico del agua en función de la temperatura	80
4.26	Calor específico del crudo en función de la temperatura	81
4.27	Obtención de flujos másicos	82
4.28	Balance de energía en el sistema de desalado	82
4.29	Balance de energía en el intercambiador proceso – proceso (salmuera)	83
4.30	Calor necesario para lograr el cambio de temperatura del agua	83
4.31	Costos por precalentamiento de agua	83

REFERENCIAS

ALTGELT y BODUSZYNSKI. Composition and Analysis of Heavy Petroleum Fractions. Marcel Dekker Inc., New York 1994, pp. 1 – 8

AUFLEM, I.H. Influence of Asphaltene Aggregation and Pressure on Crude Oil Emulsion Stability. Doctoral Thesis: Norwegian University of Science and Technology, Trondheim, 2002

BARTLEY, Don. "Heavy crudes, stocks pose desalting problems". Oil & Gas Journal. February, 1, 1982, pp.117-124

BIRD, STEWART Y LIGHTFOOT. Fenómenos de transporte. Reverté, México D.F. 1998, pp. 1-1 a 1-34

CAMPOS, José Antonio. Unidad de Evaluación y Programación. Refinería Ing. Antonio M. Amor. Entrevista. Salamanca, Guanajuato. 20 de enero de 2004.

CASTELLAN, Gilbert W. Fisicoquímica. Addison Wesley Longman, México, 1998, p. 806, 811

DICKEY, David. "Practical formulas calculate water properties". Chemical Engineering. November, 1991, pp. 235 – 236

FITZGERALD, Robert W. Mecánica de Materiales. Alfaomega, México, 1996, p 478

GARY y HANDWERK. Petroleum refining technology & economics. Marcel Dekker, 3° edition, New York, 1994, ,p. 42 – 5 4

HARRIS, R. "Use desalting for FCC feedstocks". Hydrocarbon Processing. August, 1996, pp. 63 – 65

HEIMBAUGH y JONES Jr. "Dehydratation: the key to desalting crudes". Hydrocarbon Engineering. November, 1998, pp. 49 – 51

HOWE-BAKER ENGINEERS .The EDGE Desalter. Rispin, México, 2003

ICIS REPORT. Hydrocarbons and energy section. México, 2003, <http://www.icis.com>, diciembre 2003

INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO (IMP). Acerca del petróleo. México, 2003, <http://www.imp.mx> , junio 2003

INSTITUTO NACIONAL DE ESTADÍSTICA, GEOGRAFÍA E INFORMÁTICA (INEGI). Producción, consumo e inversión. México, 2003, <http://www.inegi.gob.mx>, junio 2003

KALICHEVSKY. Petroleum refining with chemicals. Elsevier Publishing Company, New Cork, 1956, p. 4

LANGE. Manual de Química. Tomo 1, McGraw Hill, 13° edición, México, 1996,pp. 2-48, 2-81, 6 –38

LUZ Y FUERZA DEL CENTRO. Tarifas de energía eléctrica. México, 2003, <http://www.lfe.gob.mx>, diciembre 2003

MENDENHALL, William. Estadística Matemática con Aplicaciones. Editorial Iberoamericana, México, 1994,p.335.

MEXICANA DE LUBRICANTES S.A. (MEXLUB). Catálogo. México, 2003, <http://www.mexlub.com>, noviembre 2003

MOSQUEIRA, Salvador. Física Moderna. Editorial Patria, México, 1965, p. 299

NELSON, W.L. Petroleum Refinery Engineering. McGraw Hill, New York, 1969, p. 168

PÉREZ, Bartolo. “Deshidratación del crudo Maya mediante un campo eléctrico de corriente continua”. Revista de la Sociedad Química de México. 2002, Vol.46, Núm. 3, pp. 227 – 234

PÉREZ, Bartolo. Efecto de la variación del nivel de la fase acuosa en la deshidratación de emulsiones agua en crudo Maya mediante campo eléctrico. Tesis de Maestría: UNAM, México, 2000

PETRÓLEOS MEXICANOS (PEMEX). Indicadores Petroleros. México, 2003, <http://www.pemex.com>, junio 2003

PETRÓLEOS MEXICANOS (PEMEX). Petroleum Monthly Statistics. México, 2003, <http://www.pemex.com>, noviembre 2003

SMITH, VAN NESS y ABBOTT. Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química. Mc Graw Hill, México, 1999, p. 730

THE AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS (ASTM). Standard test method for density, relative density (specific gravity), or API gravity of crude petroleum and liquid petroleum products by hydrometer method. Pennsylvania, 1986

THE AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS (ASTM). Standard test method for kinematic viscosity of transparent and opaque liquids (and calculation of dynamic viscosity). Pennsylvania, 1988

THE AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS (ASTM). Standard test method for salts in crude oil (electrometric method). Pennsylvania, 1997

VIANEY DA SALIVA y KHALIL DE OLIVEIRA. "Metodología para determinación de la distribución del diámetro de gotas en emulsiones del tipo agua – aceite por difracción láser". Boletín Técnico PETROBRAS, enero/diciembre, 1999, pp. 72 – 76

WARREN, Kenneth. New tools for heavy oil dehydration. Society of Petroleum Engineers. Richardson, Texas, 2002