

Universidad Nacional de Ingeniería

Facultad de Ingeniería Química y Textil



TESIS

Implementación de un modelo matemático para optimizar el desalado en una refinería de petróleo

Para obtener el título profesional de Ingeniero Químico

Elaborado por

Dr. Rommel Hans Ortiz Guzmán

0000-0001-6182-911X

Asesor

Dr. Mauro Pérez Estrella

0000-0002-9077-7977

LIMA - PERÚ

2024

Citar/How to cite	Ortiz Guzmán [1]
Referencia/Reference	[1] R. Ortiz Guzmán, "Implementación de un modelo matemático para optimizar el desalado del petróleo" [Tesis de pregrado]. Lima (Perú): Universidad Nacional de Ingeniería, 2024.
Estilo/Style: IEEE	

Citar/How to cite	(Ortiz, 2024)
Referencia/Reference	Ortiz, R. (2024). Implementación de un modelo matemático para optimizar el desalado del petróleo. [Tesis de pregrado, Universidad Nacional de Ingeniería]. Repositorio Institucional UNI.
Estilo/Style: APA (7ma ed.)	

Dedicatoria

A mi madre:

Por ser una excelente consejera, quien ha valorado mi esfuerzo en cada meta cumplida, felicitándome y recomendándome que siempre conserve la humildad; de la misma forma me ha brindado su respaldo y apoyo incondicional en mis desventuras.

A mi padre:

Por motivarme a ser perseverante y proactivo en mi vida profesional sin olvidarme de mis principios.

A Leidy:

A mi querida Leidy, por su inestimable ayuda en la revisión de esta tesis. Tu dedicación y apoyo fueron fundamentales para acelerar su culminación. Con todo mi amor y gratitud.

Agradecimientos

A la Universidad Nacional de Ingeniería, deseo expresar mi más sincero y profundo agradecimiento por haberme brindado la oportunidad de formarme en dos carreras que han sido fundamentales para mi desarrollo personal y profesional: Ingeniería de Petróleo e Ingeniería Química. Gracias a la sólida formación académica, el acceso a recursos de vanguardia y el entorno de aprendizaje de excelencia proporcionado por la universidad, he adquirido los conocimientos y competencias necesarios para enfrentar los desafíos en la vida profesional. La Universidad Nacional de Ingeniería ha sido más que una institución educativa para mí; siendo un espacio donde he crecido en el cual me ha preparado para contribuir de manera significativa al campo de la ingeniería. Estoy profundamente agradecido por pertenecer a esta prestigiosa comunidad académica.

Agradezco a todos mis profesores por su dedicación, compromiso y esfuerzo en la enseñanza, así como por su constante apoyo y orientación a lo largo de estos años. Su experiencia y pasión por la educación han sido una fuente de inspiración y motivación para mí. A los compañeros y colegas que he conocido en este camino, gracias por su colaboración y amistad, que han enriquecido aún más mi experiencia universitaria.

Resumen

En la presente investigación analiza el proceso de desalado del crudo Bretaña, enfocándose en tres puntos principales: la determinación de la temperatura óptima de operación, optimización de la integración de calor del proceso de desalado del petróleo y la determinación del tipo de configuración más adecuada de los desaladores empleados para optimizar el proceso de desalado.

Se modeló numéricamente utilizando datos de densidad, viscosidad y conductividad eléctrica del crudo Bretaña en relación con la temperatura. A partir de esto, se obtuvo una función lineal que maximiza las utilidades en función de la operación, determinándose que la temperatura óptima es de 275°F.

Para identificar la temperatura óptima en el desalador con el objetivo de maximizar la integración del calor en el sistema, se evaluaron las fuentes de calor disponibles en el proceso. Se estudiaron tanto el tren de precalentamiento en frío como el tren de precalentamiento en caliente en la unidad de destilación de crudo para identificar posibles fuentes de calor. De este modo, para alcanzar la temperatura óptima en el desalador, se sugirió aumentar la temperatura del agua de lavado, elevando así la temperatura del crudo y la mezcla de agua de lavado en el desalador hasta la temperatura óptima. Esto se lograría instalando un nuevo precalentador de vapor en línea para el agua de lavado y reconfigurando los intercambiadores de calor de agua de lavado existentes.

En cuanto a la especificación del desalado, se concluyó que se requiere un desalador de segunda etapa para obtener 1 PTB.

Palabras clave - Desalado del petróleo, densidad, viscosidad, conductividad eléctrica

Abstract

In the present research, the Bretaña crude oil desalination process is analyzed, focusing on three main points: the determination of the optimal operating temperature, optimization of the heat integration of the oil desalination process, and the determination of the most appropriate type of configuration of the desalination plants used to optimize the desalination process.

It was numerically modeled using data on the density, viscosity and electrical conductivity of Bretaña crude oil in relation to temperature. From this, a linear function was obtained that maximizes profits based on the operation, determining that the optimal temperature is 275°F.

To identify the optimal temperature in the desalinator with the objective of maximizing heat integration in the system, the heat sources available in the process were evaluated. Both the cold preheating train and the hot preheating train in the crude distillation unit were studied to identify possible heat sources. Thus, to achieve the optimal temperature in the desalter, it was suggested to increase the temperature of the wash water, thus raising the temperature of the crude oil and the wash water mixture in the desalter to the optimal temperature. This would be achieved by installing a new in-line steam preheater for the wash water and reconfiguring the existing wash water heat exchangers.

Regarding the desalination specification, it was concluded that a second stage desalinator is required to obtain 1 PTB.

Keywords - Petroleum desalting, density, viscosity, electrical conductivity

Tabla de Contenido

	Pág.
Dedicatoria.....	iii
Agradecimientos.....	iv
Resumen.....	v
Abstract.....	vi
Introducción.....	xiii
Capítulo I. Parte introductoria del trabajo.....	1
1.1 Generalidades.....	1
1.2 Descripción del problema de investigación.....	2
1.3 Formulación del problema.....	5
1.4 Objetivos de estudio.....	6
1.4.1 Objetivo general.....	6
1.4.2 Objetivos específicos.....	6
1.5 Hipótesis.....	6
1.5.1 Hipótesis general.....	6
1.5.2 Hipótesis específicas.....	6
1.6 Antecedentes investigativos.....	7
Capítulo II. Marcos teórico y conceptual.....	24

	Pág.
2.1 Marco teórico.....	24
2.2 Marco conceptual.....	47
Capítulo III. Desarrollo del trabajo de investigación.....	56
Capítulo IV. Análisis y discusión de resultados.....	76
Conclusiones.....	94
Recomendaciones.....	96
Referencias bibliográficas.....	98
Anexos.....	1
Anexos 1: Curvas TBP de los crudos.....	1
Anexos 2: Diagramas de flujo de procesos (PFD).....	3
Anexos 3: Tablas de H&MB.....	6

Lista de Tablas

	Pág.
Tabla 1: Contenido promedio de sales (PTB) de acuerdo al origen del crudo.....	24
Tabla 2: Distribución de sales en la salmuera.....	26
Tabla 3: Temperatura de operación y %volumen de agua de lavado en función de la Gravedad API del crudo a desalar.....	41
Tabla 4: Valores típicos de las propiedades físicas de un crudo desalado y condiciones de operación del desalado.....	42
Tabla 5: Problemas, causas y soluciones en las operaciones de desalado.....	43
Tabla 6: Clasificación del petróleo de acuerdo a su API.....	47
Tabla 7: Reporte de laboratorio de datos de densidad del crudo Bretaña en función de la temperatura.....	57
Tabla 8: Reporte de laboratorio de datos de viscosidad del crudo Bretaña en función de la temperatura.....	59
Tabla 9: Reporte de laboratorio de datos de conductividad eléctrica del crudo Bretaña en función de la temperatura.....	61
Tabla 10: Fracción volumétrica de los destilados del petróleo a procesar.....	67
Tabla 11: Precio promedio de las gasolinas en Iquitos en el año 2023 (incluyendo impuestos).....	68
Tabla 12: Precio promedio de los combustibles en Iquitos en el año 2023 (sin considerar impuestos).....	68
Tabla 13: Precio promedio del turbo en Iquitos en el año 2023 (sin considerar impuestos).....	68
Tabla 14: Precio promedio de los combustibles en Iquitos en el año 2023 (sin impuestos).....	70

Tabla 15: Propiedades fisicoquímicas de los crudos Bretaña y Oriente.....	81
Tabla 16: Balance de sales del sistema - Inyección de agua de lavado en paralelo (funcionamiento normal)	86
Tabla 17: Balance de sales del sistema - Inyección de agua de lavado reciclada (operación en contracorriente)	87
Tabla 18: H&MB para CDU – Flujos 2, 3, 4, 5, 6 y 7	6
Tabla 19: H&MB para CDU – Flujos 8, 8A, 8B, 9A, 9B y 10A.....	8
Tabla 20: H&MB para CDU – Flujos 10B, 10, 111, 112, 113 y 118.....	10
Tabla 21: H&MB para CDU – Trenes 119, 128, 129, 208, 209 y 220.....	12
Tabla 22: H&MB para CDU – Trenes 232 y 240.....	14
Tabla 23: H&MB para CDU – Flujos 129, 208, 209, 220, 232 y 240.....	16
Tabla 24: H&MB para CDU – Flujos 11, 12, 14, 70, 70A y 70B.....	18
Tabla 25: H&MB para CDU – Flujos 71, 72, 73, 74, 75 y 78.....	20
Tabla 26: H&MB para CDU – Flujos 79, 82, 83, 84, 85 y 86.....	22
Tabla 27: H&MB para CDU – Flujos 87, 88, 90, 91, 91A y 92.....	24
Tabla 28: H&MB para CDU – Flujos 93, 94, 98 y 99.....	26
Tabla 29: H&MB para CDU – Flujos 14A, 14B, 14C, 15A, 15B y 15C.....	28
Tabla 30: H&MB para CDU – Flujos 16A, 16B, 16C, 17, 17A, 17B.....	31
Tabla 31: H&MB para CDU – Trenes 18A, 18B, 18, 20, 77 y 123.....	34
Tabla 32: H&MB para CDU – Trenes 124, 132, 133, 218, 219 y 231.....	36
Tabla 33: H&MB para CDU – Flujos 236, 237 y 239.....	38

Lista de Figuras

	Pág.
Figura 1: Diagrama de bloques de una refinería.....	5
Figura 2: Relación entre el contenido de sal del petróleo y la salinidad del agua.....	25
Figura 3: Hidrólisis de cloruros en función de la temperatura.....	26
Figura 4: Desalador en un campo de producción de petróleo.....	29
Figura 5: Áreas donde hay mayor probabilidad de incrementarse la tasa de corrosión en una refinería de petróleo.....	29
Figura 6: Representación de un desalador de una sola etapa.....	30
Figura 7: Diagrama de flujo de un proceso de desalado de una sola etapa.....	31
Figura 8: Representación de un sistema de desalado de dos etapas.....	32
Figura 9: Diagrama de flujo de un proceso de desalado de dos etapas.....	32
Figura 10: Partes de un desalador.....	36
Figura 11: Vista de la sección transversal de un desalador	37
Figura 12: Vista panorámica de la Refinería Iquitos.....	45
Figura 13: Densidad del crudo Bretaña en función de la temperatura.....	58
Figura 14: Viscosidad del crudo Bretaña respecto a la temperatura.....	60
Figura 15: Conductividad eléctrica del crudo Bretaña en función de la temperatura.....	62
Figura 16: Función lineal que relaciona el octanaje con los precios de la gasolina sin considerar impuestos en Iquitos.....	69
Figura 17: Gráfico de ingresos y costos totales en relación con la temperatura operativa del desalador.....	73
Figura 18: Gráfico de utilidades en relación con la temperatura operativa del desalador....	74
Figura 19: Diagrama de flujo de bloques para la unidad de destilación de crudo.....	78

Figura 20: Caracterización de crudo Oriente – Ensayo de crudo - TBP vs. %Vol. Acumulado.....	1
Figura 21: Caracterización de crudo Bretaña – Ensayo de crudo – TBP vs. %Vol. Acumulado.....	2
Figura 22: El tren de precalentamiento en frío para la unidad de destilación de crudo.....	3
Figura 23: Desaladores 1 ^{ra} y 2 ^{da} etapa.....	4
Figura 24: El tren de precalentamiento en caliente para la unidad de destilación de crudo.....	5

Introducción

El petróleo en su composición tiene contaminantes, los cuales incluyen sales inorgánicas, ácidos nafténicos y compuestos de azufre, etc; lo que genera diversos problemas durante las operaciones de tratamiento y procesamiento del crudo, uno de ellos es la corrosión resultante de la hidrólisis de las sales de cloruro; como el cloruro de sodio (NaCl), el cloruro de calcio (CaCl_2) y el cloruro de magnesio (MgCl_2). Al refinar el petróleo, las sales presentes en él reaccionan con el vapor a altas temperaturas, que son características del proceso de refinación, lo que genera en la formación de ácido clorhídrico (HCl), el cual es un compuesto corrosivo. Además, la presencia de ácidos nafténicos catalizan las reacciones de hidrólisis, incrementando la reactividad del ácido. La corrosión por cloruros no sólo conduce a una reducción del rendimiento, incrustaciones, y desactivación del catalizador; también posee la capacidad de producir fugas inducidas por la corrosión de hidrocarburos inflamables y explosivos, incrementando las probabilidades del riesgo de peligro en las operaciones de la refinería, lo que exige paradas de planta frecuentes, incremento en la frecuencia de mantenimiento de los equipos, generando una reducción en las utilidades de la refinería.

En la presente investigación se analizará la influencia de las propiedades físicas del petróleo: densidad, viscosidad y conductividad eléctrica, en los factores que determinan la eficiencia del proceso, tales como la calidad del agua de lavado, caída de presión en la válvula de mezcla, campo eléctrico, flujo de alimentación y gravedad específica del petróleo, nivel de agua, temperatura y presión de operación en el desalador.

Capítulo I. Parte introductoria del trabajo

1.1 Generalidades

Al extraer el petróleo de un yacimiento, se mezcla con una variedad de sustancias, las cuales son: sedimentos, gases, agua, sales de cloruro, etc. Por lo tanto, su procesamiento inicia con las operaciones de tratamiento del petróleo crudo antes de su transporte. El petróleo crudo transportado mediante oleoducto u otros métodos debe cumplir con los estándares de calidad en cuanto a su contenido de agua y sal (Abdel-Aal et al., 2003).

Las sales presentes en el petróleo crudo incluyen cloruro de magnesio, cloruro de calcio y cloruro de sodio, siendo este último el más abundante. Estas sales se presentan de dos maneras: disueltas en gotas de agua emulsionadas en el petróleo crudo y formando una emulsión de agua en petróleo (Abdelsalam, 2013).

El desalado es una operación de tratamiento del petróleo crudo que se realiza inicialmente en el campo petrolero y luego en una refinería para una limpieza adicional del petróleo crudo, debido a la formación de incrustaciones, corrosión y desactivación del catalizador (Abdul – Wahab, 2006).

El objetivo del proceso de desalado es eliminar las sales de cloruro mediante lavado con agua. La configuración del proceso dependerá del contenido de sal requerido en el petróleo crudo desalado, la cual se desarrolla en una o dos etapas. En la refinación por lo general se desea una concentración máxima de sal de 1.5 PTB (libras de cloruro de sodio por cada mil de barriles de petróleo) (Priya et al., 2017).

1.2 Descripción del problema de investigación

El petróleo extraído de un campo petrolero contiene agua, sales minerales y sedimentos, que deben tratarse antes de su refinación. Dicha agua contiene sales minerales disueltas que suelen ser solubles en la fase acuosa, como cloruros de sodio, calcio y magnesio. Si el petróleo crudo no se trata, generaría diversos problemas operativos como corrosión e incrustaciones en el equipo y envenenamiento de los catalizadores (Humooudi, et al., 2017).

El contenido de sales en el petróleo genera: ensuciamiento en los intercambiadores de calor, reduciendo la capacidad de transferencia de calor a través de la modificación de la rugosidad de la superficie y reducción del área de la sección transversal disponible para el flujo. Las consecuencias del ensuciamiento en los intercambiadores de calor incluyen: incremento en los costos de calefacción, reducción en el rendimiento, incremento en los costos de capital para unidades sobredimensionadas, limpieza y mantenimiento adicionales; y, en el peor de los casos, parada de la planta (Ishiyama et al., 2010).

El petróleo crudo producido que ingresa a una refinería, contiene sales minerales. Dicha cantidad de sal al hidrolizarse genera ácido clorhídrico a alta temperatura, el cual es corrosivo y atacan las aleaciones metálicas de los equipos, disminuyendo su vida útil. El grado de corrosión se reducirá al disminuir la concentración de sales inorgánicas en el petróleo crudo a través del sistema de desalado (Gómez, 2004).

El costo anual de la corrosión en la refinación de petróleo es de aproximadamente \$15 mil millones ó \$0.45-0.50/bbl de crudo mundial total

procesado, es por ello que existe un riesgo comercial considerable en el procesamiento de estos crudos sin un control adecuado de las sales para mitigar la corrosión (Rosemount, 2008).

El deterioro en el desempeño del desalador genera diversos problemas operativos, los cuales son (Thornthwaite, 2013):

- Mayor cantidad de sólidos recubiertos de petróleo en los efluentes del desalador.
- Incremento del flujo de contaminantes en la planta de tratamiento de aguas residuales.
- Capa de emulsión estabilizada con sólidos o asfaltenos.
- Incremento del contenido de agua y/o sólidos en el crudo desalado.

La disminución de la eficiencia en el desalador generará la formación de emulsiones estables en la interfaz de agua y petróleo con el incremento de la cantidad de sólidos transportados con el crudo desalado. Estos sólidos recubiertos de petróleo migran a la interfaz donde se acumulan, evitando que las gotas de agua en el petróleo coalescan, estabilizando así la emulsión. Esta emulsión, si no se desestabiliza, crecerá de manera crítica, afectando la calidad del efluente del desalador (lo que genera un aumento de agua en el petróleo desalado), produciendo un consumo superior de energía (Mason et al., 2008).

Si en la composición del petróleo contuviera ácido nafténico, lo que genera un impacto negativo en la eficiencia del desalador, debido a que los ácidos nafténicos estabilizan las emulsiones al emplear agua de lavado en el desalador con un pH mayor a 10. Además, también se ha demostrado que los crudos con

mayor contenido de ácido nafténico incrementan el grado de hidrólisis de cloruros (calcio, magnesio, sodio) en la torre de destilación al vacío, y ello acelera aún más la corrosión. Otro aspecto negativo asociado con los crudos con ácido nafténico es que son conductores eléctricos, lo que incrementa el consumo de energía del transformador. El aumento de la conductividad es proporcional al consumo de amperaje, mientras que el voltaje disminuye, reduciendo la fuerza impulsora eléctrica que fusiona las gotas de agua. Para compensar el aumento del consumo del amperaje, el consumo de energía del transformador aumenta y, en casos extremos, se produce una inversión total. El efecto neto de la conductividad del crudo y la pérdida de la coalescencia es que la eficiencia del desalador disminuirá (Claesen et al., 2009).

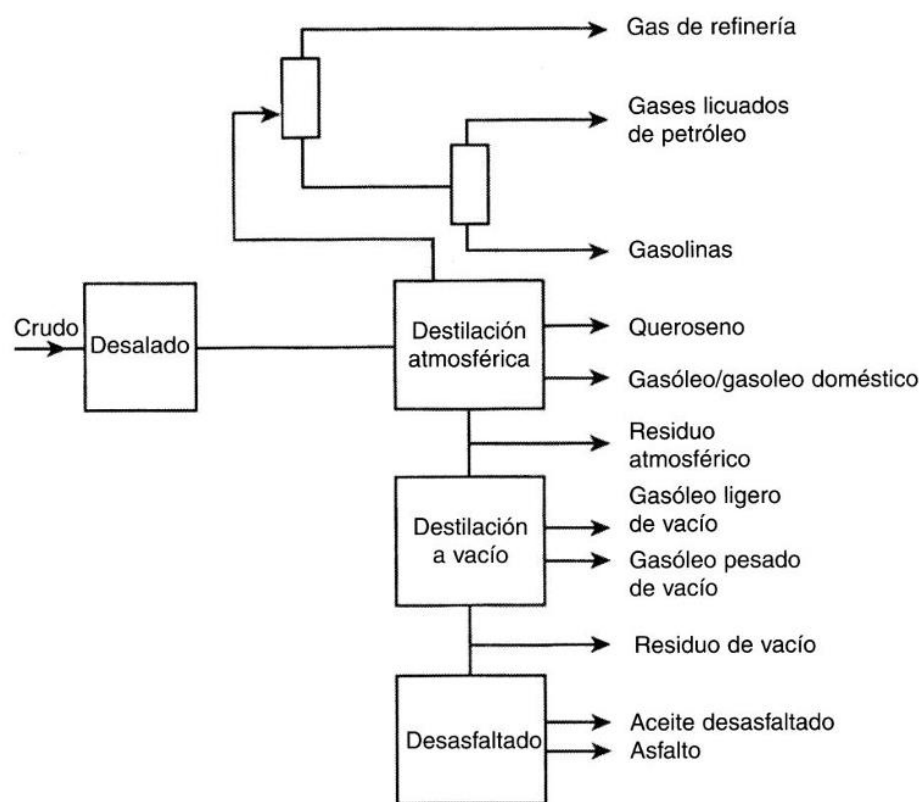
En las refinerías se mezclan crudos incompatibles, tales como crudos ligeros con crudos pesados, obteniéndose la incompatibilidad de los asfaltenos y la subsiguiente precipitación y floculación. Los asfaltenos estabilizan las emulsiones en la interfaz petróleo/agua; sin embargo, los asfaltenos desestabilizados generan altas tasas de ensuciamiento en el precalentamiento de la unidad de crudo y ello los siguientes problemas (Doshin & Viren, 2013):

- Mayor incremento del grado de corrosión en la parte superior de la torre de destilación.
- Mayor ensuciamiento en los intercambiadores de calor y hornos.
- Mayor consumo de energía (exceso de agua y ensuciamiento por precalentamiento).
- Reducción de carga de crudo.

- Impactos negativos en la performance del catalizador de FCC (*Fluid Cracking Catalytic*, craqueo catalítico en lecho fluidizado), el funcionamiento de la unidad de coquización y *visbreaking*, etc.

Figura 1

Diagrama de bloques de una refinería



Nota: Adaptado de (Doshin & Viren, 2013)

1.3 Formulación del problema

¿Qué parámetros modelan el proceso de desalado?

1.4 Objetivos del estudio

1.4.1 Objetivo general

Diseñar el proceso de desalado del crudo en una refinería de petróleo usando el simulador Aspen Hysys V.11.

1.4.2 Objetivos específicos

- Modelar matemáticamente la temperatura de operación óptima del desalado del petróleo a partir de su densidad, viscosidad y conductividad eléctrica para maximizar las utilidades.
- Optimizar la integración de calor del proceso de desalado del petróleo.
- Determinar el tipo de configuración más adecuada para optimizar el proceso de desalado.

1.5 Hipótesis

1.5.1 Hipótesis general

El diseño del arreglo de dos etapas es el que determina los óptimos estándares de calidad del crudo desalado.

1.5.2 Hipótesis específicas

- La temperatura de operación que maximiza las utilidades es 275°F.
- La integración de calor se optimiza adecuadamente, cuando se instala un nuevo precalentador de vapor en línea de lavado.

- El tipo de configuración más adecuada para optimizar el proceso de desalado es instalando dos etapas de desaladores en paralelo.

1.6 Antecedentes investigativos

Las investigaciones análogas con el presente trabajo de investigación, especifican los factores que determinan la eficiencia del desalado del petróleo. La finalidad de cada una de ella es similar, particularizando el estudio de las variables que cada trabajo hizo hincapié en su respectivo análisis, además de las metodologías empleadas de acuerdo a la preferencia de los autores.

Forero et al. (2001) investigaron el impacto del uso del contactor ICP y la válvula de mezcla como sistemas de contacto en el lavado de crudo en dos desaladores de la refinería de Cartagena (Colombia). El estudio se centró en la medición de la caída de presión para evaluar la eficiencia de deshidratación y desalado, considerando el contenido de agua y sedimentos, el contenido de sal y la concentración de hidrocarburos en el agua residual. Los resultados indicaron que el uso del contactor incrementó la performance del desalado, reduciendo el contenido de agua en el crudo y la pérdida de hidrocarburos en el agua residual en un rango del 50 al 92% y del 40 al 95%, respectivamente. Esto resultó en un ahorro anual de US\$ 373 000 debido a la menor utilización de agua en el proceso, además de una reducción en las pérdidas de hidrocarburos en el agua de lavado equivalente a 3650 barriles por año. Asimismo, la caída de presión se redujo entre un 88 y un 94% en comparación con el uso de la válvula de mezcla.

Pérez et al. (2002) realizaron un estudio experimental para investigar las variables que influyen en la velocidad de deshidratación y desalado del crudo Maya

mediante la aplicación de un campo eléctrico de corriente continua. Se diseñó un electrodeshidratador *batch*, donde se emplearon dos electrodos de cobre de forma circular. Para disminuir el efecto de la viscosidad, se planteó ajustar el nivel de la fase acuosa entre los electrodos para intensificar la inducción eléctrica de las gotas de agua emulsionada. Las variables que modelan la rapidez de deshidratación y desalado incluyen el voltaje aplicado, la concentración de sal en la fase acuosa, la concentración de desemulsificante, el porcentaje de agua emulsionada, el porcentaje de dilución y la temperatura. Estas variables fueron integradas en un modelo matemático para determinar la velocidad de deshidratación y desalado del crudo Maya. La comparación entre este modelo y los datos experimentales demostró una precisión del $\pm 10\%$.

Elkamel et al. (2003) investigaron experimentalmente el efecto de cinco factores (decantación por gravedad, tratamiento químico, inyección de agua dulce, calentamiento y mezcla) sobre la performance en la deshidratación y desalado de un crudo de Kuwait y el desemulsificante Servo CC 3408. Para ello, se definieron dos tipos de eficiencias: una eficiencia de eliminación de sal y una eficiencia de deshidratación de corte de agua. Se obtuvieron gráficas que ilustran la variación de las dos eficiencias en función de los factores mencionados, concluyendo que cantidades excesivas de un desemulsificador tienen efectos adversos en el proceso de deshidratación - desalado. Además, se determinó que el factor clave que optimizó ambas eficiencias fue el tiempo de sedimentación. Obteniéndose eficiencias del 75% en tiempos de sedimentación de 5 min. Este factor se simuló en las corridas experimentales mediante el uso de una centrífuga.

Liu et al. (2003) investigaron el efecto de la parafina en el crudo en el proceso de deshidratación y desalado. El resultado de la prueba determinó que la viscosidad dinámica del petróleo aumentó de forma proporcional al contenido parafínico. La presencia de parafina en el crudo tiene un impacto crucial en el proceso de deshidratación y desalado porque conduce a una mayor viscosidad del petróleo y a la estabilidad de la emulsión, así como a una deshidratación ineficiente, por lo tanto, disminuye la eficiencia del desalado. Se probaron algunos tipos de desemulsificantes en el proceso de la deshidratación y desalado. La estructura del copolímero tribloque de PO-EO-PO para alcohol polihídrico es más eficiente con petróleo crudo con un elevado contenido de parafina que el dibloque de PO-EO. Las series de diaminas polimerizadas con óxido de propileno (PO) fueron las más compatibles con este tipo de crudo para la deshidratación, mientras que las series de poliaminas polimerizadas con óxido de propileno (PO) y óxido de etileno (EO) fueron las más compatibles para el desalado.

Liu et al. (2004) estudiaron tres petróleos crudos con alto contenido de hierro para la distribución de hierro, la desferrización y la desalinización en el proceso de desalado, determinándose que del 48% al 75% del hierro en el petróleo crudo está presente como sales de organoácidos y del 6% al 40% existe como un complejo de hierro. Se sintetizaron cuatro agentes deférricos para la prueba, de los cuales, TE-3 y TE-4 son del tipo carboxilato de poliamina, presentando un mejor efecto de desferrización que los agentes deférricos TE-1 y TE-2 del tipo organofosforado. Con respecto al tipo carboxilato de poliamina, el TE-4 que se sintetizó con poliamina, obtuvo un mejor resultado que el TE-3 que se sintetizó con monoamina. El agente deférrico TE-4 elimina la mayor parte del hierro del petróleo crudo, calcio, el sodio y el magnesio, así como parte de contenido de níquel y el

vanadio. La adición de agentes deférricos no afectó en la concentración de sal de los petróleos durante el desalado. La dosificación del agente deférrico TE-4 tuvo un valor óptimo, en el cual el hierro inorgánico y organoácido en los crudos con alto contenido de hierro se eliminó totalmente.

Pruneda et al. (2005) investigaron las variables que influyen en el desalado del petróleo mediante modelos matemáticos que describen cómo la densidad, conductividad y viscosidad del crudo Maya varían con la temperatura. El aumento de la temperatura del proceso tiene efectos contradictorios. Por un lado, la reducción en la densidad y viscosidad del petróleo conduce a una sedimentación más rápida de las gotas de agua en la fase de petróleo, lo cual aumenta la capacidad de procesamiento y mejora el desalado del petróleo; sin embargo, la conductividad del crudo se incrementa exponencialmente con la temperatura, resultando en un mayor consumo energético. Finalmente, se diseñó un modelo de simulación para determinar la temperatura óptima que maximiza la rentabilidad económica, concluyendo que la temperatura óptima para el proceso fue de 135°C.

Abdul-Wahab et al. (2006) desarrollaron un modelo matemático para definir la relación entre las variables de salida y entrada en un desalador. La temperatura, el tiempo de sedimentación, el tiempo de mezcla, la dosificación química y la tasa de dilución fueron las cinco variables del proceso de entrada. Las variables de salida que se determinaron fueron la remoción de sal y la eficiencia del corte de agua.

Xu et al. (2006) investigaron la eficiencia de desalado de un campo eléctrico externo empleando cuatro electrodos diferentes: placa, placa plegada, rejilla y electrodos de malla de cobre, demostrándose que la eficiencia de desalado de un electrodo de placa plana es menor que las otras configuraciones, a causa de la irregularidad del campo eléctrico distribuido.

Xu et al. (2006) investigaron el impacto de los parámetros de operación del desalado, incluidos los efectos de la temperatura, los productos químicos inyectados y el pH del agua asociada al crudo, en un desalador. El rango de temperatura aplicado fue de 98 a 133°C, en el que se estudiaron los efectos sobre la densidad del agua y del petróleo, así como la concentración de sal y el agua y sedimentos, demostrándose que para una óptima eficiencia de desalado se requiere una temperatura entre 115 y 120°C. En el laboratorio se comprobó que la inyección de 50 a 100 ppm de desemulsificante produjo una separación óptima del 88% del volumen de agua y sedimentos, y del 99% de la sal. Además, el rango de pH del crudo que optimiza la eficiencia del proceso fue entre 9 y 12.

Bai y Wang (2007) diseñaron un nuevo proceso de desalado de crudo que se basa en la tecnología de hidrociclones, estudiándose el efecto del número de Reynolds y la relación de caída de presión, determinándose que, al incrementar el número de Reynolds a la entrada del proceso, disminuyó la relación de caída de presión. Además, si el número de Reynolds a la entrada del proceso está en el rango de 5000 - 5800, las concentraciones de agua de 5 - 8% en volumen disminuirán a 0.40% en volumen y las concentraciones de sal de 8 mg/L se reducirán a 3 mg/L.

Mahdi et al. (2008) analizaron el comportamiento de la concentración de desemulsificante, la temperatura, la relación de dilución del agua de lavado, el tiempo de sedimentación y el tiempo de mezcla con el agua de lavado sobre la performance del desalado del petróleo, obteniéndose los valores óptimos de concentración de desemulsificante, temperatura y flujo de agua de lavado fueron de 15 ppm, 77°C y 10 %, respectivamente.

Pak y Mohammadi (2008) procesaron los efluentes del desalado de petróleo mediante destilación por membrana, empleando una membrana de microfiltración de teflón polimérico con la finalidad de investigar el efecto de las condiciones operativas, observándose una separación muy efectiva (incremento del flujo y reducción de contaminantes en el lado del permeado), demostrándose que este método reduce el capital, el costo operativo y el consumo de energía.

Ilkhaani (2009) investigó el aumento de la eficiencia del desalado con una reducción en el consumo de agua de lavado a través de un flujo turbulento de la mezcla del agua de lavado con la corriente de petróleo crudo.

Bresciani et al. (2010) presentaron un mecanismo para la colisión y coalescencia de gotas a través de un campo eléctrico externo, donde desarrollaron un modelo para calcular el intervalo de tiempo entre las colisiones y la velocidad de desplazamiento de las gotas de agua. El estudio destacó la influencia de variables operativas como la temperatura de la emulsión, la intensidad del campo eléctrico y el flujo de alimentación de agua dulce en la eficiencia del proceso de desalado.

Ishiyama et al. (2010) investigaron el problema de controlar la temperatura de entrada del desalador mediante el uso de derivación de corriente caliente, dentro

de una estrategia de reducción del ensuciamiento de los trenes de precalentamientos basada en la limpieza del intercambiador de calor.

Neisi y Banooni (2011) investigaron la optimización de la eficiencia del desalado de petróleo crudo de dos etapas, en el suroeste de Irán-Ahwaz, empleándose el software Aspen Hysys. La proporción de agua máxima establecida en el petróleo desalados para satisfacer las condiciones comerciales es 0.1% en volumen y el contenido de sal es 10 PTB. Los resultados determinaron que, al aumentar la eficiencia de mezcla de la primera etapa en un 5% (de 80 % a 100 %), el agua de dilución disminuyó 10.5 bbl/d (barriles por día); y al aumentar la eficiencia de mezcla de la segunda etapa de manera similar, se redujo el consumo de agua de dilución en 88 bbl/d; sin embargo, existen diferencias entre la salinidad del agua de salida de la primera etapa en el petróleo y el contenido de sal de la corriente de agua recirculada de la segunda etapa. Demostrándose que al aumentar la eficiencia de mezcla de la segunda etapa es más efectivo el proceso, recomendándose instalar un mezclador estático antes del desalador de la segunda etapa.

López et al. (2012) propusieron la separación de emulsiones con microondas como una alternativa para la deshidratación y desalado del crudo, diseñándose un equipo que evaluó el comportamiento de la temperatura de la emulsión cuando se expone a un tratamiento por microondas y confirmar que cantidad de crudo se deshidrata y se desala.

Vafajoo et al. (2012) investigaron los efectos de la temperatura, los productos químicos inyectados y el pH en la desemulsificación del petróleo crudo en un desalador electrostático. Los resultados demostraron que se requiere una temperatura entre 115 y 120°C para obtener una alta eficiencia de desalado.

Kiani et al. (2013) emplearon una red neuronal artificial para modelar la eficiencia de un desalador en función del parámetro de entrada, obteniéndose que el modelo mencionado tiene buena concordancia con los datos experimentales.

Liu (2013) aplicó en su investigación, el principio de capilaridad y el mecanismo de humectación de la película en medios porosos en el diseño de medios de coalescencia. Las partículas porosas mojadas con agua se emplearon por primera vez en una columna coalescente para optimizar la separación del agua de las emulsiones de agua en petróleo pesado. Los resultados experimentales de su estudio determinan que este tipo de partículas permanecen mojadas por agua en un entorno de petróleo y optimiza la unión de las gotas de agua en emulsiones de agua en petróleo pesado. Los hallazgos del experimento de la columna coalescente muestran que el flujo de la emulsión a través de la columna coalescente de 10 cm redujo el contenido de agua de 44.37 % a 21.54 % (51% de reducción) a 80°C, sin emplear desemulsificante, lo que indica que la columna coalescente es eficiente para que las gotas de agua se unan, además la columna coalescente reduce el contenido de agua más allá de lo que se alcanzó en la separación por gravedad con una dosis elevada de desemulsificante. A una temperatura fija de 80°C, y con un tiempo de sedimentación de 4 horas, cuando la dosificación del desemulsificante seleccionado cambió de 50 a 100 a 150 ppm, el contenido de agua alcanzó 10.49%, 1.32% y 0.64%, respectivamente, con el uso

de una columna coalescente de 10 cm. El uso de la columna coalescente minimizó la concentración de agua en el crudo pesado en un 38%, 89% y 93%, en comparación con los contenidos de agua obtenidos en la separación con dosis de desemulsificante de 50, 100 y 150 ppm, respectivamente, sin usar la columna. Estos resultados indican que el efecto de agregar una columna coalescente a la separación de agua es significativo, en comparación con solo usar un desemulsificante en la separación por gravedad. Además, el flujo a través de la columna coalescente reduce el contenido de agua en el petróleo pesado a un nivel muy bajo (<1.0 %) y, al mismo tiempo, reduce el consumo de desemulsificante.

Pérez (2013) desarrolló una evaluación en la unidad de desalado del mejorador de crudo extrapesado de PDVSA-Petromonagas con el objetivo de mejorar el rendimiento de dicha unidad e identificar las causas del alto contenido de sales (PTB). Se diseñó un plan de ajuste implementado en los desaladores D-1201A/B, que incluyó modificaciones en variables operativas realizadas en tres etapas. En la primera fase, se ajustó la caída de presión en la válvula de mezcla, logrando un valor óptimo de 12 psi. En la segunda fase, se varió el porcentaje de agua de lavado (salmuera/agua despojada), obteniendo un valor óptimo de 7.1% (4.0%/3.1%). En esta fase, se ajustó la dosificación del desemulsificante, determinando una concentración óptima de 9 ppm. Las eficiencias promedio de deshidratación y desalado fueron del 90% y 86%, respectivamente. El contenido de aceites y grasas en la corriente de salmuera efluente de los desaladores se mantuvo entre 300-400 ppm, y se registró una reducción del 30% en el consumo de desemulsificante, lo que representó un ahorro significativo.

Kim et al. (2014) propusieron un modelo matemático que optimiza la performance de la deshidratación y el desalado del petróleo mediante simulación enfocándose en los problemas operacionales. Los resultados de los cálculos obtuvieron el balance de masa en diferentes condiciones tecnológicas, proponiendo recomendaciones y pronósticos en tiempo real de la operación.

Bansal y Ameensayal (2014) diseñaron una unidad de desalado empleando dinámica de fluidos computacional para investigar el perfil de flujo del crudo en el sistema, enfocándose en el impacto de la geometría en las transiciones del régimen de flujo de la corriente de crudo respecto al número de Reynolds. Los hallazgos demuestran que la posición de la placa de obstrucción con respecto al cabezal de entrada en el que la separación de crudo y agua es uniforme y la eficiencia de separación es óptima.

Aryafard et al. (2015) realizaron la simulación del proceso de desalado de una sola etapa en el que se agrega en la alimentación, un desemulsificante a la corriente de petróleo crudo, empleándose ecuaciones de balance de materia para tener en cuenta las interacciones entre la fase dispersa (gotas de agua) y la fase continua (petróleo) y también para la ruptura y unión de las gotas de agua. Los resultados determinaron que un incremento en el flujo de entrada de agua dulce del 3% al 6% incrementa la eficiencia de separación del agua del 96.5 % al 98.5 %, lo que validaron con datos industriales.

Aryafard et al. (2016) diseñaron un modelo matemático para determinar la eficiencia de la eliminación de sal y agua de la corriente de petróleo crudo en un proceso industrial de desalado de dos etapas. Su estudio proporcionó una tendencia, basada en el efecto del flujo de entrada de agua dulce, la caída de

presión y el campo eléctrico aplicado en las eficiencias de eliminación de agua y sal que coincidieron con su estudio anterior, comentado en el anterior párrafo.

Sellami et al. (2016) realizaron un estudio experimental referente al impacto de los siguientes parámetros del desalado del petróleo: el flujo de agua de lavado, temperatura del crudo y la cantidad de desemulsificante inyectado con el objetivo de lograr su valor óptimo y así obtener la menor concentración de sales, agua y sedimentos en el petróleo sin aplicar campo eléctrico; demostrándose que la eficiencia de eliminación de sales se optimiza al aumentar la tasa de agua de lavado, la cantidad de desemulsificante y la temperatura de operación. Para el 5% de agua de lavado y el 0.5% de desemulsificante a 52°C, la eficiencia de eliminación de sales fue del 96.94 %. El valor promedio registrado de la concentración de agua y sedimentos en el crudo durante los experimentos fue del 0.5%.

Hamoudi y Ali (2017) en su estudio, tuvieron como objetivo, disminuir la concentración de sales y agua en el crudo Khurmele, enfocándose en la optimización de la eficiencia de eliminación de las sales y deshidratación del desalador, el cual opera en una sola etapa. Los cinco parámetros que determinan la eficiencia del desalador son; temperatura, flujos de inyección de desemulsificante, flujos de inyección de agua de lavado, presión diferencial y corriente eléctrica. Además, se realizó un estudio sistemático mediante la variación de un parámetro manteniendo constantes los otros cuatro parámetros en cada prueba, se registró el contenido de agua y sedimentos (BS&W) para evaluar el efecto de cada parámetro, seleccionando muestras con cada factor modificado, las cuales se analizaron. Para pruebas múltiples, el alcance de los cambios y la diferencia entre los resultados de la primera muestra con los resultados de otras

muestras, sobre la base del análisis del porcentaje de eliminación de sales y separación de agua, se determinaron con el fin de obtener los mejores resultados, ello conduce a la optimización de las condiciones de operación. Se determinó que a un flujo de petróleo crudo de 70 - 200 m³/h, la temperatura óptima de operación fue 125°C, la concentración óptima inyectada de Embreak 2W157D fue 20 ppm, la presión diferencial de 1.3 bar ($\Delta P = 1.3$ bar), la relación óptima entre la inyección de agua de lavado y la unidad desaladora fue 6 m³/h.

Keshavarz y Esfandiari (2017) emplearon el uso de un nanoadsorbente de carbono para la eliminación de sal del petróleo crudo debido a su caracterización química, economía y eficiencia. En este estudio, en primer lugar, se utilizaron cuatro tipos de adsorbente de carbono para eliminar la sal del petróleo crudo mediante el método de dispersión en solución. Luego, se identificaron los adsorbentes que tuvieron la mejor adsorción. A continuación, se seleccionaron dos nanoadsorbentes y se investigó su efecto sobre la adsorción de sal del petróleo crudo mediante el método de filtración. Además, se investigó sobre la regeneración de nanotubos de carbono de paredes múltiples que tenían la capacidad de adsorber más del 50% de la sal del petróleo crudo, que posteriormente fueron seleccionados como los mejores nanoadsorbentes.

Mohammed (2017) analizó la concentración de sales en el petróleo crudo, diésel, queroseno, gasolina y aceite de turbinas. El proceso de extracción se realizó empleando tolueno y acetona como solventes, utilizando un aparato de extracción dual a 60°C por 20 minutos, finalmente se determinó volumétricamente el contenido de sales. Los resultados finales determinan una concentración de sal en el petróleo crudo de (307.32 – 441.58) ppm, diesel (19.68 – 579.27) ppm, queroseno (102.02

– 531.94) ppm, gasolina (92.76 – 563.76) ppm, aceite de turbina (reciclado) 30.77 ppm y aceite de turbina (usado) 324.55 ppm.

Yi et al. (2017) realizaron un estudio experimental sobre la desemulsificación del petróleo crudo empleando ultrasonido, desemulsificante químico y una combinación de ambos métodos a diferentes temperaturas (40°C, 60°C y 70°C). Los resultados del estudio muestran que el método combinado de ultrasonido y desemulsificante químico tienen una mayor performance en la desemulsificación, en comparación con el uso solo del desemulsificante químico. El ultrasonido por sí solo, sin el uso de desemulsificante químico, tiene el menor efecto en la desemulsificación. Además, se evaluó el impacto de la potencia ultrasónica, el tiempo de tratamiento y la temperatura en la desemulsificación del petróleo crudo utilizando el método combinado. Los resultados indican que la eficiencia de deshidratación aumenta de manera proporcional a la temperatura; sin embargo, la potencia ultrasónica no varía con el incremento del tiempo de tratamiento ultrasónico.

Hosseinpour et al. (2018) optimizaron la deshidratación en el desalador de petróleo a través de la sustitución de la válvula mezcladora por un sistema eléctrico de mezcla, modelando la configuración del proceso y el tambor del desalador electrostático, efectuado mediante el método de balance de población. Los resultados del modelo se comparan con los datos de la planta existente utilizando una válvula mezcladora, demostrando la superioridad de la tecnología propuesta. Además, determinaron el valor óptimo del campo eléctrico en el mezclado para obtener el mínimo corte de agua en el crudo tratado, concluyendo que la modificación propuesta optimiza la eficiencia de deshidratación del desalador.

Katona et al. (2019) analizaron el impacto de la tendencia a la floculación de los asfaltenos en el crudo de cinco fuentes diferentes en función del tipo de incrustaciones y corrosión en su refinación. La compatibilidad, la tendencia a la emulsificación y el potencial de ensuciamiento del petróleo crudo fueron las variables independientes en este estudio.

Khalaf y Rajab (2019) realizaron un trabajo experimental, en el cual estudiaron el efecto de la dosificación de surfactantes en la eficiencia del desalado del petróleo. Los resultados determinaron que la eficiencia del desalado del petróleo crudo aumentó con el incremento de la dosificación del surfactante, cuyo máximo valor fue 10 ppm, la eficiencia del desalado disminuyó con el incremento de la concentración de sal en el petróleo crudo, determinándose que el mejor solvente fue el tolueno a una relación de mezcla del 10 % vol.

Mohammadi et al. (2019) diseñaron un modelo eléctrico que consta de dos partes interconectadas de la unidad de potencia y la carga eléctrica dentro del desalador electrostático AC/DC, investigando los efectos de parámetros como las dimensiones del equipo, la geometría de las placas de electrodos, la conductividad del petróleo y la permitividad relativa del petróleo en el rendimiento eléctrico del proceso de desalado, además estudiaron el efecto de la conductividad del crudo y el uso simultáneo de dos unidades de potencia en paralelo en el desalador. Los resultados de la simulación determinan que las placas positiva y negativa en el desalador electrostático actúan como una carga eléctrica de resistencia - capacitancia para una fuente de energía eléctrica de alto voltaje que carga y descarga en cada ciclo. Por un lado, un aumento de la conductividad del crudo genera una descarga más rápida de las placas, lo que conduce a una caída de

tensión en el campo eléctrico entre las placas y con ello, reduciendo la eficiencia del proceso de separación de agua. Por otro lado, incrementará significativamente el consumo de energía del desalador. Además, los resultados del modelo determinan que el uso simultáneo de dos unidades de potencia en paralelo con diferentes ángulos de fase aumenta el voltaje efectivo entre las placas, lo que producirá en un incremento en la performance del proceso de separación del agua del petróleo.

Bagheri et al. (2020) estudiaron un proceso de modificación para optimizar la eficiencia de deshidratación en el desalador, sustituyendo la válvula mezcladora por un sistema mezclador eléctrico. Se modeló la configuración del proceso en la cual, se afirma que la modificación incrementa la eficiencia de la deshidratación. Los modelos están diseñados de acuerdo a la técnica de balance poblacional para predecir el corte de agua en un crudo tratado. Para optimizar la precisión del modelo considerado, las consecuencias se comparan con los datos industriales de la válvula mezcladora. La evaluación de las diferencias de los resultados obtenidos por la válvula de mezcla y el sistema de mezcla eléctrica demuestra la superioridad de la herramienta sugerida.

Hasan et al. (2020) determinaron un método para extraer agua de las emulsiones de petróleo crudo, el cual se basa en determinar la conductividad eléctrica del agua en el petróleo crudo para obtener la concentración de sal en la emulsión y con ello, el volumen de agua extraída de petróleo crudo; en consecuencia, minimizando el deterioro de los equipos de almacenamiento y transporte de crudo, lo que contribuye a disminuir costos y mantener la integridad ambiental.

Hussain y Basar (2021) realizaron un estudio experimental del proceso de desalado, empleando metiltrimetilamonio metilcarbonato tratado con petróleo crudo, con el objetivo de obtener evidencias empíricas sobre la eficiencia del lavado con agua y la separación de fases asistida por electrostática como medio para la recuperación de los derivados del ácido nafténico con la finalidad de reciclarlos. El crudo se procesó en un desalador de una etapa, empleando líquidos iónicos para neutralizar componentes ácidos del crudo. Además, el trabajo probó la hipótesis de si las sales de naftenato se comportan como su contraparte inorgánica y cuantificó el comportamiento de solubilidad en agua como medio de extracción. La eficiencia de dicho esquema se determinó como el porcentaje de recuperación de derivados de ácidos nafténicos en el agua de lavado. Los resultados indicaron que las condiciones electrostáticas optimizan la recuperación de las sales de naftenato después de la neutralización con una alta tasa de recuperación promedio del 70.6% con un volumen de lavado de agua del 30% en un contacto de una sola etapa, registrado durante 12 horas de operación en estado estable. Se observó que el peso del agua de lavado aumenta después de la separación, lo que indica un arrastre de hidrocarburos en la fase pesada debido a la formación de una emulsión compacta de agua y petróleo. La técnica es viable si la cantidad de agua requerida está disponible y el agua de proceso se recircula en el desalador.

Ramírez – Argaez et al. (2021) estudiaron el proceso de desalado utilizando el tiempo de colisión de dos gotas en una emulsión de agua en petróleo. Inicialmente, el modelo se resolvió numéricamente para realizar un análisis del proceso e indicar el efecto de sus principales parámetros, como la intensidad del campo eléctrico, el contenido de agua, la temperatura y el tamaño de las gotas en el tiempo de colisión entre un par de gotitas. En orden decreciente de importancia

en la reducción del tiempo de colisión y, en consecuencia, en la eficiencia de la separación del desalado, se clasificaron los siguientes parámetros: contenido de humedad, intensidad del campo electrostático, viscosidad del petróleo y tamaño de las gotas. Después de este análisis, se desarrolló un modelo de dinámica de fluidos computacional de un flujo bifásico de agua - petróleo en estado estacionario utilizando un marco multifásico euleriano, en el que se asumieron la frecuencia de colisión y la probabilidad de coalescencia de las gotas.

Shishkova et al. (2021) analizaron treinta crudos, de diversas calidades y definidos mediante índices de compatibilidad. Se emplearon nueve índices de compatibilidad de petróleo crudo para evaluar la compatibilidad de las mezclas de crudo de los treinta petróleos crudos individuales. El análisis reveló las relaciones entre los diferentes índices de compatibilidad y propiedades del petróleo. Se empleó un tetra - plot para modelar la compatibilidad de la mezcla de crudos, determinando que la relación entre el índice de mezcla de solubilidad y el índice de insolubilidad parametrizan la eficiencia del desalado y, por lo tanto, considerándose como el índice compatible que optimiza la compatibilidad de la mezcla de petróleo crudo. La densidad del petróleo crudo y la prueba de dilución de n-heptano fueron las variables de mayor influencia al modelar y predecir la compatibilidad de las mezclas de crudo.

Capítulo II. Marcos teórico y conceptual

2.1 Marco teórico

2.1.1 Contenido de sales en el petróleo crudo

El petróleo producido en los yacimientos contiene agua en forma de emulsión, la cual contiene sales disueltas, principalmente cloruros de sodio, calcio y magnesio. Si al petróleo crudo no se le realiza un tratamiento previo (deshidratación y desalado), al procesarse en una refinería, la sal presente generará diversos problemas de funcionamiento y mantenimiento. El crudo en su composición contiene sales; sin embargo, su concentración y composición varía de un crudo a otro. La sal proviene del yacimiento, de las aguas de formación y de los buques cisterna (Adamski et al.,2016).

En la Tabla 1 se ilustran el contenido promedio de sales de un crudo y su respectivo origen.

Tabla 1

Contenido promedio de sales (PTB) de acuerdo al origen del crudo

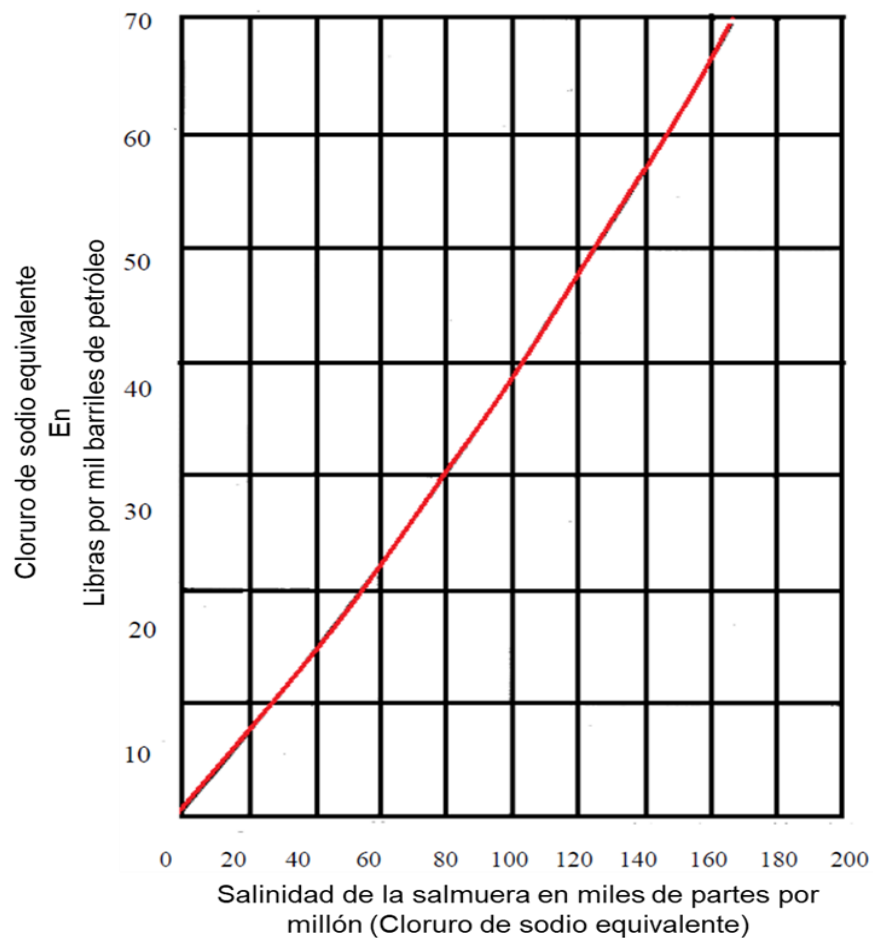
Origen del crudo	Contenido promedio de sales (PTB)
Medio Oriente	8
Venezuela	11
Pensilvania	1
Wyoming	5
East Texas	28
Gulf Coast	35
Oklahoma and Texas	78
West Texas	261
Canadá	200

Nota: Adaptado de (Endress + Houser, 2017)

La Figura 2 ilustra la relación entre el contenido total de sal en lb/1000 bbl (PTB) en el petróleo producido y la salinidad de la salmuera remanente en el petróleo.

Figura 2

Relación entre el contenido de sal del petróleo y la salinidad del agua



Nota: Adaptado de (Abed et al., 2019)

La hidrólisis, al ser una reacción química, está influenciada por la temperatura. A una temperatura constante, los cloruros no se hidrolizan en la misma proporción, tal como se ilustra en la Figura 3, se deduce que el cloruro de sodio es la sal menos propensa a hidrolizarse (Martínez, 2008).

En la Tabla 2 se ilustra la proporción habitual de las sales que forman parte de la composición del crudo y en la Figura 3 se ilustra el porcentaje (%) de hidrólisis (grado de hidrólisis) respecto a la temperatura de operación.

Tabla 2

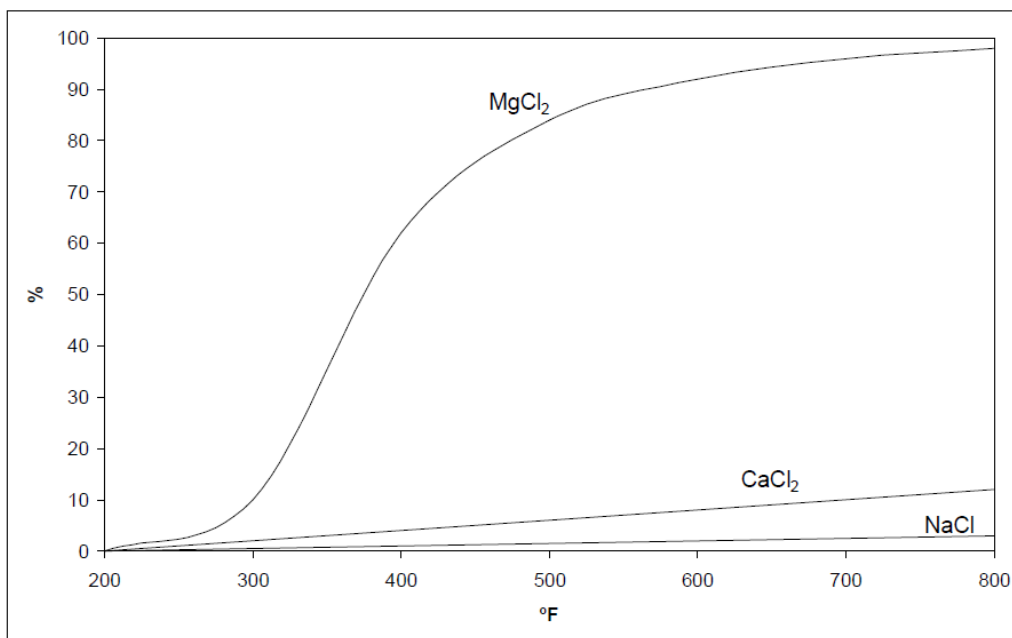
Distribución de sales en la salmuera

Cloruro de	Porcentaje
Sodio	85% a 90 %
Calcio	10% a 15%
Magnesio	10% a 15%

Nota: Adaptado de (Martínez, 2008)

Figura 3

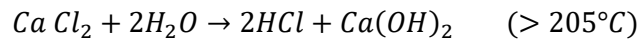
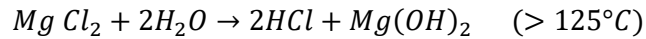
Hidrólisis de cloruros en función de la temperatura



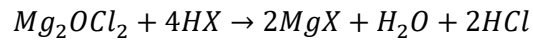
Nota: Adaptado de (Martínez, 2008)

La hidrólisis de los cloruros de magnesio y calcio se describe a continuación (Martínez, 2008):

Ecuación 1: Reacción de hidrólisis de cloruros de magnesio y calcio.

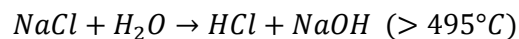


Los ácidos orgánicos presentes producen otra reacción, en la que también se forma ácido clorhídrico (HCl). En la reacción mostrada a continuación, X representa el radical orgánico del ácido.

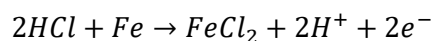


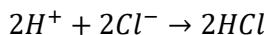
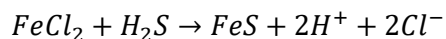
A partir de las reacciones mencionadas, cada molécula de cloruro de calcio o cloruro de magnesio genera dos moléculas de HCl, en contraste con la hidrólisis del NaCl.

Ecuación 2: Reacción de hidrólisis del cloruro de sodio



Trazas de sulfuro de hidrógeno (H₂S) incrementan la corrosión debido al HCl, debido a una reacción cíclica en el sistema de vapores y condensados. El H₂S se origina a partir de la descomposición de los compuestos de azufre en el petróleo, cuando este se encuentra a altas temperaturas durante la refinación. En este sistema el HCl reacciona con el hierro de la tubería formando cloruro ferroso, que en presencia H₂S precipita en sulfuro ferroso (FeS), liberando nuevamente el HCl.





2.1.2 El proceso de desalado

A partir de lo descrito anteriormente, se requiere desalar el petróleo, dicho proceso implica eliminar las sales inorgánicas presentes en el agua residual o suspendidas como cristales en el crudo, asimismo se añade agua de lavado al crudo deshidratado. A continuación, se separan las fases de agua y crudo para cumplir con el requerimiento comercial de las concentraciones de agua y sales en el crudo (Ahmed, 2004).

La secuencia de pasos del proceso de desalado es la siguiente (Abdul – Alfa Laval Company, 1998):

- ✓ Agregar agua de lavado al crudo.
- ✓ Agregar el agua de dilución al crudo para diluir los sedimentos y las gotas de agua presentes en su composición.
- ✓ Deshidratación (tratamiento de emulsión) para separar las fases de petróleo crudo y salmuera diluida (S&W).

En la Figura 4 se ilustra un desalador en un campo de producción.

Figura 4

Desalador en un campo de producción de petróleo



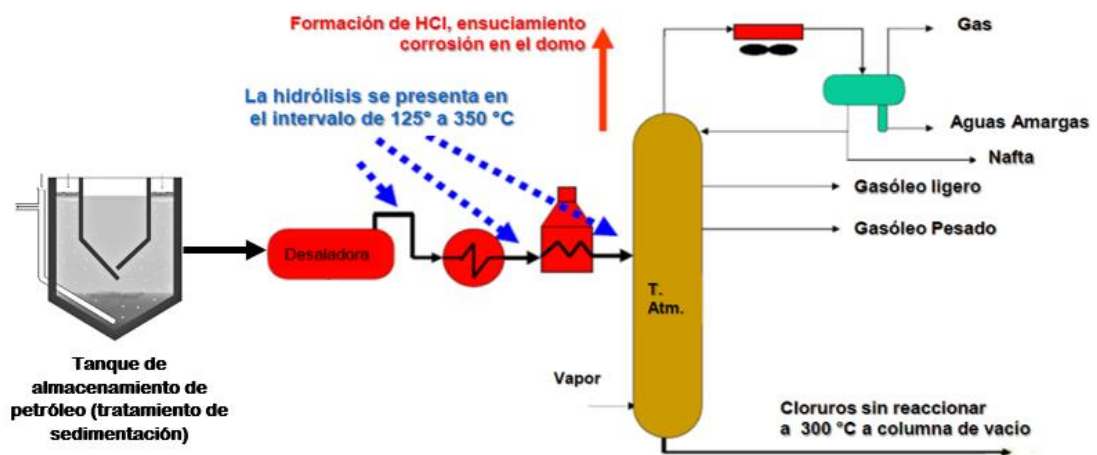
Nota: Adaptado de (Williams & Schoonenberg, 2020)

Las refinerías generalmente desalan el crudo alimentado a menos de 1 PTB (lb de sal/1000 bbl) (Al-Otaibi, 2004).

A continuación, en la Figura 6 se ilustra las áreas donde hay mayor probabilidad de incrementarse la tasa de corrosión en una refinería de petróleo.

Figura 5

Áreas donde hay mayor probabilidad de incrementarse la tasa de corrosión en una refinería de petróleo



Nota: Adaptado de (Roldán & Manriquez, 2012)

El desalado se configura en una etapa o en dos etapas, dependiendo de los requerimientos de refinería. La eficiencia de deshidratación de un desalador suele ser del 95% en una sola etapa y hasta el 99% en dos etapas (Anderson & Hussain, 2014).

a) Desalado en una sola etapa

En el proceso de desalado de una sola etapa, el agua de lavado fresca se mezcla al petróleo previamente a su ingreso al desalador. La eficiencia del proceso es aproximadamente 95% (Aryafard et al., 2015).

Figura 6

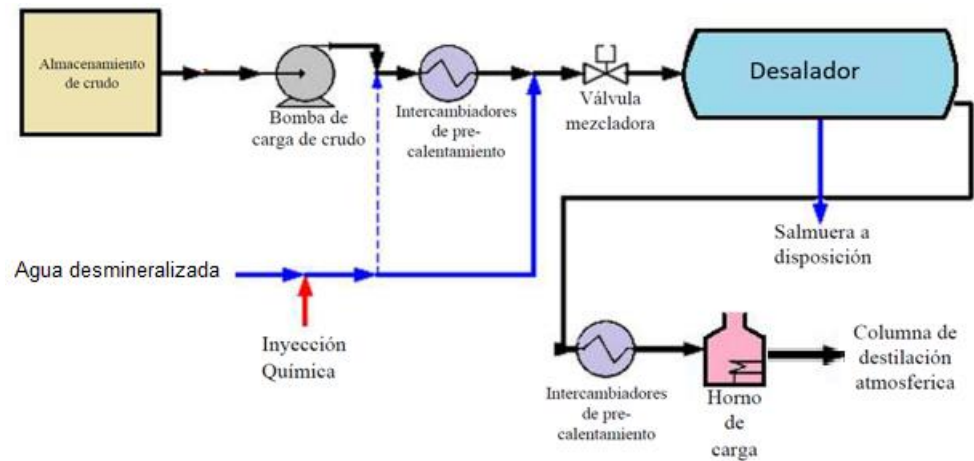
Representación de un desalador de una sola etapa



Nota: Adaptado de (Roldán & Manriquez, 2012)

Figura 7

Diagrama de flujo de un proceso de desalado de una sola etapa



Nota: Adaptado de (KLM Technology Group, Practical Engineering Guidelines for Processing Plant Solutions, 2014)

b) Desalado en dos etapas

Si un sistema de desalado de una sola etapa no se obtiene la concentración de sal deseada, entonces se utiliza un sistema de dos etapas. En este caso, el agua dulce inyectada desde la primera etapa desemboca en la segunda etapa. El agua efluente descargada de la segunda etapa se recircula a la primera etapa. Un sistema de desalado de dos etapas optimiza la eficiencia del desalado hasta en un 99% (Aryafard et al, 2016).

Figura 8

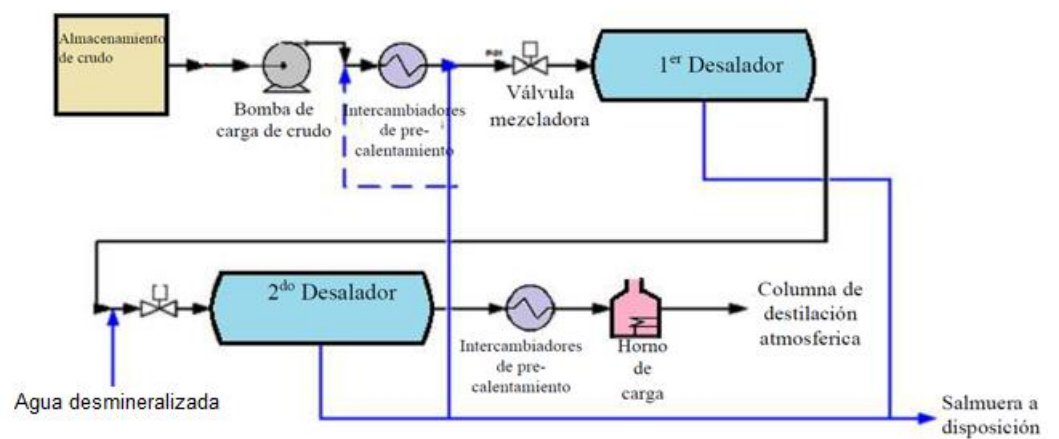
Representación de un sistema de desalado de dos etapas



Nota: Adaptado de (Roldán & Manriquez, 2012)

Figura 9

Diagrama de flujo de un proceso de desalado de dos etapas



Nota: Adaptado de (KLM Technology Group, Practical Engineering Guidelines for Processing Plant Solutions, 2014)

2.1.3 Partes de un desalador

a) Partes internas

✓ Aisladores de entrada: La electricidad de alta tensión se transmite por cada unidad de potencia fuera del desalador mediante un conducto eléctrico contenido dentro de un conducto “*conduit*” y luego a través de un aislador de entrada de alta tensión, hacia el recipiente. Cada unidad de potencia necesita tener un aislador de entrada (Bagdasarian et al., 2010).

✓ Aisladores de soporte: Los electrodos son sostenidos por aisladores de soporte hechos de teflón sólido (Bagheri et al. 2020).

✓ Colector de salida: Es un conducto interno ubicado en la parte superior del recipiente, por encima de los electrodos. Este conducto se encarga de recoger el crudo desalado a la salida del desalador (Bai & Wang, 2007).

✓ Distribuidor: Es un instrumento empleado para analizar cómo se distribuye el crudo que ingresa al desalador. Este dispositivo genera una caída de presión requerida para regular el flujo del crudo. (Bansal & Ameensayal, 2014).

✓ Electrodo: El desalador emplea dos campos eléctricos para desalar el crudo. Cada electrodo está compuesto por barras y un armazón de varillas. Estos electrodos reciben energía de unidades de potencia ubicadas en el exterior del equipo (Barthe et al, 2015).

- ✓ Sonda de nivel interfaz: La posición de la interfaz entre el agua y el petróleo dentro del desalador debe mantenerse a un nivel específico para asegurar una eficiente operación. Este nivel requerido se controla mediante una sonda de capacitancia que mide el nivel de agua y lo envía a un controlador. (Bratakh et al, 2015).

- ✓ Tubería de lavado de sedimentos y boquillas: Con la finalidad de prevenir la acumulación de sólidos no disueltos en el fondo del desalador, se requiere un sistema de lavado de sedimentos. Este sistema incluye una tubería que recorre toda la zona de sedimentación en la parte inferior del equipo, la cual elimina las sales depositadas (Collins & Barletta, 2011).

b) Partes externas

- ✓ Bomba de dosificación: Antes de que el crudo entre al desalador, esta bomba introduce el químico desemulsificante (Cortés, 2014).

- ✓ Conmutador flotador de seguridad: Está situado en la parte superior del desalador y se desplaza hacia arriba o hacia abajo según el nivel del crudo. Si el nivel de crudo en el desalador desciende por debajo del nivel operativo, el interruptor flotante desconectará la alimentación de los electrodos (Delmoral, 2018).

- ✓ Control de nivel de interfaz: El sistema de control de nivel recibe la información de medición de la sonda de capacitancia que se encuentra dentro del desalador. Utilizando estos datos, el

controlador regula la operación de la válvula de control de la interfaz del desalador, la cual mantiene el nivel óptimo de la interfaz entre agua y petróleo dentro del mismo (Elkamel et al, 2003).

✓ Línea de venteo: Facilita la purga de aire y/o gas del desalador durante su funcionamiento. La línea de purga se abre hacia un desagüe visible para que el operador pueda verificar cuándo el recipiente está lleno de líquido. Cuando se detiene el desalador, la línea de purga debe abrirse para liberar el vacío dentro del recipiente mientras se realiza la purga con la bomba (Egloff et al.,1937).

✓ Panel de medición: Ofrece el punto de conexión y desconexión para la fuente de alimentación eléctrica que energiza las unidades de potencia del desalador. Además, cuenta con un voltímetro y un amperímetro para cada unidad de potencia, y un mecanismo de conexión y desconexión para aplicar energía eléctrica a estas unidades. (Forero et al., 2001).

✓ Unidades de potencia: Proveen la alta tensión para el campo de tratamiento primario, lo que facilita la separación del agua y el petróleo (Gutiérrez et al. 2013).

✓ Válvula de alivio: Para garantizar la seguridad, el desalador incorpora una válvula de alivio que garantiza su seguridad de la presión excesiva. Esta válvula se activa a una presión inferior a la del diseño del desalador. La descarga de esta válvula se canaliza a través de una tubería hacia un sistema de recuperación de producto (Hammond, 2015).

✓ Válvula mezcladora: Esta válvula combina el agua de lavado con el crudo, resultando en una mezcla donde la presión desciende mínimamente. La presión adecuada para generar la emulsión en el crudo debe determinarse experimentalmente, la cual no excede los 25 psi. (Hosseinpour et al., 2018).

En las Figuras 10 y 11 se ilustran las partes de un desalador y la sección transversal del mismo, respectivamente.

Figura 10

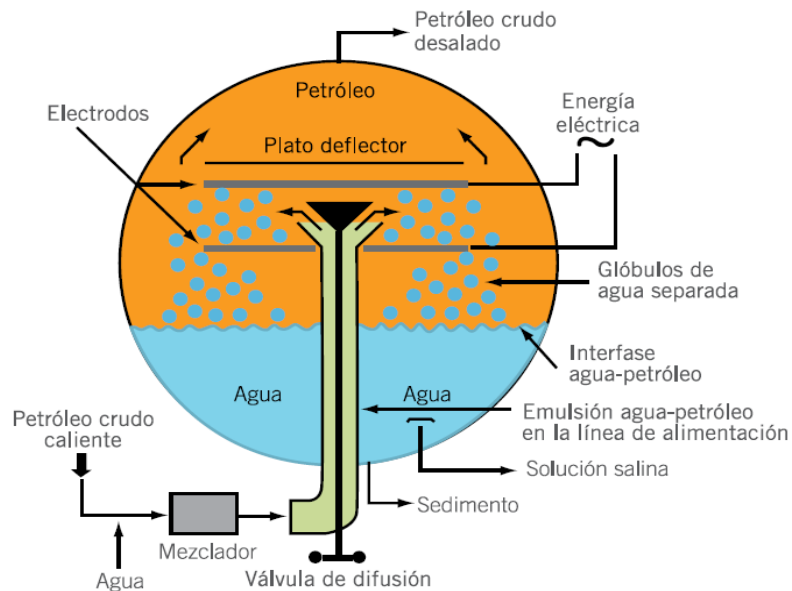
Partes de un desalador



Nota: Adaptado de (Pruneda, 2005)

Figura 11

Vista de la sección transversal de un desalador



Nota: Adaptado de (Instituto Argentino del Petróleo y Gas, 2011)

2.1.4 Variables que modelan la eficiencia del desalado

La eficiencia de un desalador está determinada por los siguientes parámetros operativos:

a) Agua de lavado

✓ Relación óptima: Determina la cantidad de agua a agregar para reducir el contenido de sales en el crudo desalado. Los valores usuales de contenido de sal oscilan entre 10 y 2000 PTB. En la mayoría de los desaladores comerciales, se utiliza un 6% a 8% de la alimentación para la inyección de agua. La relación ideal se efectúa ajustando el caudal de agua de lavado y controlando el contenido de sal, así como el contenido de agua y sedimentos en el crudo desalado (Ilkhaan, 2009).

✓ Efecto de una baja inyección de agua: La insuficiente inyección de agua de lavado genera una baja dilución de la salmuera formada por las gotas de agua en el crudo. Esto se debe a la escasez de gotas de agua en el petróleo, lo que incrementa la distancia entre ellas. Como resultado, la polarización inducida en las gotas expuestas al campo eléctrico dentro del desalador es mínima, lo que dificulta una coalescencia efectiva (Kiani et al, 2013).

✓ pH del agua de lavado: El pH del agua de lavado utilizado en el desalador tiene un impacto crítico en su eficiencia. Se recomienda mantener el pH en el rango neutro; valores inferiores promueven la corrosión dentro del equipo. En una refinería, es común que el agua de lavado tenga un pH elevado debido a niveles altos de amoníaco. Un pH del agua de lavado demasiado alto (>7.5) puede estabilizar la emulsión, lo que resulta en problemas de arrastre de petróleo hacia el efluente y una reducción significativa en la eficiencia del proceso. (Kim et al., 2014).

b) Caída de presión en la válvula de mezcla

La función principal de la válvula de mezcla es generar una emulsión con gotas microscópicas de agua para facilitar el contacto entre el agua salada y el agua dulce, asegurando de esta manera la dilución efectiva de la salmuera. Se recomiendan rangos óptimos de caída de

presión de 5 a 12 psi para crudos con API entre 25 y 45, y de 10 a 20 psi para crudos con API entre 15 y 24 (KLM Technology Group, 2011).

c) Densidad de voltaje (Campo eléctrico)

Es el factor principal que impulsa la coalescencia de las gotas de agua. En la práctica, esta es la última variable que se modifica en los desaladores, debido a que aumentar la eficiencia en la deshidratación del crudo implica un mayor consumo energético (KLM Technology Group, 2014).

d) Flujo de alimentación del petróleo

Si la carga de petróleo es superior a la especificación de diseño del desalador, habrá una reducción de la eficiencia del desalado (Liu et al., 2003).

e) Gravedad específica del petróleo

Las emulsiones se dividen en fases separadas de petróleo y agua porque el agua tiene una densidad mayor que la mayoría de los crudos. Según la ley de Stokes, cuanto mayor sea la diferencia de densidad entre el crudo y el agua, más rápida será su separación (Liu et al., 2004).

f) Nivel de agua en el desalador

La región de transición donde se encuentran el crudo y el agua dentro del desalador debe mantenerse por debajo del nivel de los

electrodos. Si esta interfaz alcanza la zona de los electrodos, generaría un cortocircuito (Mahdi et al., 2008).

g) Presión en el desalador

El valor numérico de la presión mínima en el desalador es la presión de vapor de la mezcla petróleo y agua (en psi) más 20 psi. Ello previene la vaporización del petróleo y del agua en su interior (Manalastas et al., 2001).

h) Temperatura en el desalador

La temperatura dentro del desalador debe permanecer dentro del intervalo establecido durante el diseño. La eficiencia del desalador disminuirá si la temperatura sale del rango especificado durante el diseño, debido a que a temperaturas elevadas generaría la liberación de gases del petróleo y un aumento en su conductividad eléctrica. En general, una temperatura más alta en el desalador, siempre que no supere los límites críticos, favorece una mayor rapidez en la separación de la emulsión (Mandal, 2005).

Los beneficios derivados de la temperatura de operación del desalador son (Marfisi & Salager, 2004):

- ✓ Aumentar la diferencia de densidad entre las fases crudo y agua.
- ✓ Reducir simultáneamente la viscosidad de la fase continua (crudo) para facilitar la unión de las gotas de agua y su subsiguiente separación por decantación.

✓ En desaladores comerciales, la temperatura de funcionamiento varía de 90 a 150°C, con rangos más frecuentes entre 127 y 143°C.

Tabla 3

Temperatura de operación y %volumen de agua de lavado en función de la Gravedad API del crudo a desalar

Gravedad API	Temperatura de operación (°C)	Proporción mínima de agua (vol%)
>40	110	2-4
30-40	120	4-8
	130	4-7
<30	140	8-10
	150	>10

Nota: Adaptado de (Ilkhaani, 2009)

Tabla 4

Valores típicos de las propiedades físicas de un crudo desalado y condiciones de operación del desalado

Remoción de sal	:	95% (una etapa)
Sal de entra	:	Máx. 100 lb/1000 bbl petróleo
Sal q sale	:	0.2-2.0 lb/1000 bbl petróleo
Eliminación de sólidos	:	50%-80%
% Agua y sedimentos salida	:	0.1%-1.0%
Petróleo en agua efluente	:	100 ppm – 1.0%
Flujo de agua de lavado	:	Min.3% -8% del volumen de crudo de alimentación
Temperatura de trabajo	:	100-150°C/212-301°F

Nota: Adaptado de (Silva J., 2005)

Tabla 5

Problemas, causas y soluciones en las operaciones de desalado

Problemas	Causas	Soluciones
1. Elevada concentración de sal en el petróleo desalado.	La interacción insuficiente entre el agua de lavado y el petróleo.	Aumentar el caudal de agua de lavado.
	Alto concentración de sal en el petróleo alimentado.	Reducir el caudal de petróleo.
	Inyección de agua de lavado baja.	Incrementar la caída de presión en la válvula mezcladora.
	El caudal de petróleo excede al caudal de diseño.	Aumentar la temperatura de operación.
	Mezcla insuficiente del petróleo y el agua de lavado.	
	Baja caída de presión en la válvula mezcladora.	
2. Petróleo en el agua efluente del desalador.	Baja temperatura de operación.	
	Nivel del interfaz demasiado bajo.	Aumentar el nivel de la interfaz.
	Mezcla excesiva de agua de lavado y petróleo.	Injectar un desemulsificante.
	Mala calidad de agua de lavado.	Reducir la caída de presión de la válvula mezcladora.
	Temperatura demasiado baja del crudo.	
3. Elevado nivel de agua en el petróleo desalado	Caudal de agua de lavado demasiado alto.	Reducir el caudal de lavado y aumentar la inyección de desemulsificantes.
	Exceso de agua de formación en el petróleo.	Reducir la caída de presión de la válvula mezcladora.
	Nivel del interfaz demasiado alto.	Mantener el pH del agua de lavado entre 6 y 8.
	La emulsión de agua en petróleo es muy estable.	Aumentar la temperatura de operación.
	Caída de presión de la válvula mezcladora demasiado alta.	Reducir el nivel de la interfaz.
	Temperatura de operación demasiado baja.	Ajustar el controlador de nivel de agua.
		Injectar vapor a través del sistema de vaporización del desalador.

Nota: Adaptado de (Ortega, 2011)

Tabla 5

Problemas, causas y soluciones en las operaciones de desalado (continuación)

4. Variaciones continuas en el voltaje	Formación de gas.	Disminuir la temperatura de operación.
	La emulsión de agua de lavado y el petróleo es muy estable.	Aumentar la temperatura de operación.
	Altura de la interfaz demasiado alta.	Reducir la caída de presión.
	Temperatura de operación demasiado alta.	Mantener el pH del agua de lavado entre 6 y 8.
	Presión de operación demasiado baja.	Disminuir el flujo de agua.
	Caída de presión de la válvula mezcladora demasiado alta.	Reducir la cantidad de petróleo a la cantidad de agua agregada.
	Baja calidad de agua de proceso.	
	Válvula de drenado demasiado pequeña.	
5. Voltaje demasiado bajo y luces piloto débiles		Suspender la inyección de agua de lavado, espere y observe si el área de electrodo se limpia, sino suspenda la corriente por dos horas y conecte nuevamente, observe si el voltaje se estabiliza, si es así, inicie la inyección de agua de proceso sin caída de presión en la válvula mezcladora, incrementándola lentamente hasta el nivel de desalado requerido.
	Corto circuito.	
	Emulsión estable en el área de electrodos.	Reemplazar el conector por uno nuevo.
	Conector de alto voltaje dañado.	Reemplazar el aislante por uno nuevo.
	Aislante dañado.	
	Transformador dañado.	

Nota: Adaptado de (Ortega,2011)

2.1.5 Refinería Iquitos

El análisis de la unidad de desalado de la Refinería Iquitos se analizará en la presente investigación, la refinería se encuentra ubicada en la ribera izquierda del río Amazonas, a una distancia de 14 kilómetros de la ciudad de Iquitos. Esta ciudad es la capital de la provincia de Maynas, departamento de Loreto. La refinería

tiene una capacidad de procesamiento de 12000 barriles por día (BPD), lo que le permite satisfacer la demanda de combustibles en los departamentos de Loreto, San Martín y parte de Ucayali. Además, también suministra combustibles a poblados fronterizos como Leticia (Colombia) y Tabatinga (Brasil). La capacidad de almacenamiento de la Refinería Iquitos es de 553200 BPD. Sus instalaciones incluyen una unidad de destilación primaria con capacidad para 12000 BPD, una unidad de tratamiento de gasolina de 3000 BPD y una unidad de tratamiento de Turbo A1 de 1000 BPD (Petroperu, 2024).

Figura 12

Vista panorámica de la Refinería Iquitos



Nota: Adaptado de (Petroperu, 2024)

2.2 Marco conceptual

- ✓ **Ácidos nafténicos:** Son mezclas de ácidos ciclopentilo y ciclohexilcarboxílicos con pesos moleculares entre 120 y 700 unidades de masa relativa de átomos. Las fracciones principales son ácidos carboxílicos que presentan una cadena principal de entre 9 y 20 átomos de carbono.
- ✓ **Agua de lavado:** El agua empleada en el proceso de desalado del petróleo, la cual está compuesta de agua desmineralizada y aditivos químicos, tales como agentes dispersantes, coadyuvantes para la sedimentación e inhibidores de corrosión; los cuales se añaden para optimizar la eficiencia del desalado.
- ✓ **Aguas abajo:** Término que hace referencia hacia donde se dirige el flujo respecto a un punto de restricción (por lo general una válvula).
- ✓ **Aguas arriba:** Término que hace referencia de donde viene el flujo respecto a un punto de restricción (por lo general una válvula).
- ✓ **Área de sección transversal:** Sección de un equipo industrial por la cual atraviesa un flujo.
- ✓ **Asfaltenos:** Son un grupo de compuestos químicos orgánicos derivados del petróleo crudo, que se caracterizan por ser los más densos y, en consecuencia, tienen los puntos de ebullición más elevados.
- ✓ **Balance de sales:** Cálculo que compara la cantidad de sales en el crudo antes y después de su desalado.
- ✓ **BFD:** Siglas del inglés cuyo significado es *block flow diagram*, su significado en español es diagrama de flujo de bloques del proceso.
- ✓ **Caída de presión:** Es el efecto de las fuerzas de fricción que actúan sobre un fluido dentro de un sistema de tuberías, impidiendo su flujo. Cuando la

caída de presión aumenta, también se eleva la energía necesaria para impulsar los fluidos, lo que resulta en mayores costos operativos.

✓ **Capilaridad:** Es un fenómeno físico mediante el cual los líquidos suben o bajan en un tubo capilar.

✓ **CDU:** Siglas del inglés cuyo significado es *crude distillation unit*, su significado en español es unidad de destilación de crudo.

✓ **Clasificación del petróleo de acuerdo a su API:** La clasificación del petróleo de acuerdo a su gravedad API (*American Petroleum Institute*) es una manera estándar de categorizar el petróleo crudo en función de su gravedad específica comparada con el agua. La gravedad API se calcula usando la siguiente fórmula:

$$\text{Gravedad API} = \frac{141.5}{\text{Gravedad específica a } 60^{\circ}\text{F}} - 131.5$$

Tabla 6

Clasificación del petróleo de acuerdo a su API

Tipo de petróleo	API
Ligero	> 31.1
Medio	22.3 – 31.1
Pesado	10 – 22.3
Extrapesado	< 10

Nota: Adaptado de (Speight,2014)

✓ **Coalescencia:** Es la capacidad de dos o más especies químicas para unirse en un solo cuerpo.

- ✓ **Columna coalescente:** La unidad de coalescencia sirve para que las gotitas pequeñas de petróleo coalescan formando gotas más grandes con una densidad diferencial suficiente respecto al agua, optimizando la eficiencia de depuración de un separador de hidrocarburos.
- ✓ **Contactor:** Es un componente electromagnético que permite o bloquea el flujo de corriente eléctrica en un circuito.
- ✓ **Copolímero dibloque:** Copolímeros en los cuales se alternan las estructuras químicas de dos monómeros.
- ✓ **Copolímero tribloque:** Copolímeros en los cuales se alternan las estructuras químicas de dos monómeros.
- ✓ **Corte de agua:** Porcentaje de agua producida respecto a todos los fluidos que conforman un yacimiento de petróleo (gas natural, petróleo y agua).
- ✓ **Corriente continua:** Es el flujo constante de carga eléctrica a través de un conductor entre dos puntos con diferente potencial eléctrico, manteniendo una dirección invariable. A diferencia de la corriente alterna, donde las cargas eléctricas cambian de dirección periódicamente, en la corriente continua las cargas eléctricas siempre circulan en la misma dirección.
- ✓ **Corrosión:** El deterioro de un material metálico causado por la acción electroquímica de su ambiente circundante.
- ✓ **Crudo desalado:** Crudo al cual se le ha retirado las sales y está apto para ser procesado en una refinería.
- ✓ **Curva TBP:** Gráfico que ilustra la relación entre el punto de ebullición verdadero de un crudo con el porcentaje acumulado de destilación. Esta curva se utiliza para determinar el comportamiento del crudo durante la destilación y se emplea en la industria petrolera para el diseño y la operación de las refinerías.

✓ **Desactivación del catalizador:** Es el contacto físico o químico entre el catalizador y los contaminantes que están presentes en la corriente de proceso. Estas impurezas tienen la capacidad de bloquear los sitios activos del catalizador o de competir con los reactantes para ocupar dichos sitios, lo que conduce a una disminución en la eficiencia del proceso.

✓ **Desalado del petróleo:** Proceso de tratamiento en el cual se extrae las sales al petróleo, hasta disminuir su concentración para cumplir con las especificaciones comerciales.

✓ **Desalador:** Equipo que se emplea en el desalado del petróleo.

✓ **Desemulsificante:** Es una mezcla de resinas fenólicas oxialquiladas, alquílicas y humectantes con solventes orgánicos y agentes surfactantes; efectiva para romper emulsiones.

✓ **Deshidratación del petróleo:** Proceso mediante el cual se elimina el agua presente en el petróleo, ya sea en forma de emulsión o libre, hasta alcanzar un nivel de contenido específicamente definido.

✓ **Destilación por membrana:** Es una operación unitaria de transferencia de masa en el que solo las moléculas de vapor atraviesan una membrana hidrofóbica.

✓ **Dinámica de fluidos computacional:** Es una disciplina dentro de la mecánica de fluidos que emplea métodos numéricos y algoritmos para resolver y estudiar problemas relacionados con el movimiento de fluidos.

✓ **Emulsión:** Es una mezcla heterogénea de agua con un compuesto hidrófobo (aceites, cera, etc). Esta emulsión consta de dos fases: una fase interna dispersa y una fase externa continua. Debido a que estas fases no se mezclan con

agua, la fase interna dispersa consiste en gotas que no se disuelven en la fase externa continua.

✓ **Emulsión de agua en petróleo:** Emulsión de agua dispersa en el petróleo.

✓ **Emulsiones estables:** Son emulsiones que, al formarse, los líquidos que la componen quedan unidos y no se separan.

✓ **Factor de caracterización de Watson (Kw):** Valor numérico que categoriza una mezcla en hidrocarburos respecto a la mayor cantidad de hidrocarburos parafínicos (≈ 12.5), nafténicos (≈ 10.0) o aromáticos (≈ 9.0) que tiene en su composición.

El cálculo del factor de caracterización se da por la siguiente ecuación:

$$K_w = \frac{\text{Temperatura de ebullición promedio } (^{\circ}R)}{\sqrt[3]{\text{gravedad específica del petróleo } (60^{\circ}F)}}$$

✓ **Fase acuosa:** Denominación empleada en la separación de fases del petróleo proveniente de un yacimiento de hidrocarburos, en la cual la mayor composición es agua.

✓ **Fase orgánica:** Denominación empleada en la separación de fases del petróleo de un yacimiento de hidrocarburos, en la cual la mayor composición es petróleo.

✓ **Flujo en contracorriente:** Es el tipo de flujo en el cual las corrientes se desplazan en la misma dirección, pero en sentidos opuestos a través del equipo.

✓ **Flujo en paralelo:** Es el tipo de flujo en el que las corrientes se desplazan en la misma dirección y sentido dentro del equipo.

- ✓ **Gravedad API:** Medida empleada en la industria de hidrocarburos para registrar la densidad del petróleo y sus derivados.
- ✓ **H&MB:** Siglas del inglés cuyo significado es *heat and material balance*, su significado en español es balance de materia y energía.
- ✓ **Hidrólisis de las sales de cloruro:** Reacciones químicas entre las sales que componen al petróleo (NaCl , CaCl_2 y MgCl_2) con el agua, las cuales generan ácido clorhídrico, el cual es corrosivo.
- ✓ **Hysys:** Simulador de procesos de amplio uso en la industria de hidrocarburos, el cual ha sido empleado en la ejecución de cálculos de la presente tesis.
- ✓ **Incrustación:** Formaciones de minerales que se acumulan en los bordes de equipos o tubos que utilizan agua. Estos minerales generan grietas en las paredes de los equipos.
- ✓ **Integración térmica de procesos:** Disciplina de la ingeniería de procesos, la cual establece la metodología para obtener el mayor aprovechamiento energético de los recursos consumidos, lo que resulta en el aumento de la eficiencia energética del proceso.
- ✓ **Intercambiador de calor:** Dispositivo diseñado para intercambiar calor entre dos fluidos (líquidos, vapores, gases) o entre la superficie de un sólido y un fluido en movimiento.
- ✓ **Lecho empacado:** Es un tubo hueco que contiene un material de relleno, el cual puede estar compuesto de objetos pequeños dispuestos al azar como anillos Raschig, o de un empaque estructurado diseñado específicamente para ese propósito.

- ✓ **Límite de batería:** Define la frontera entre dos áreas de una misma planta de procesos.
- ✓ **Líquidos iónicos:** Líquidos que están compuestos exclusivamente por iones, no contienen ningún disolvente molecular y son estables en fase líquida a temperaturas inferiores a 100°C.
- ✓ **Mezcladores estáticos:** Es un equipo sin partes móviles cuya finalidad es mezclar dos fluidos o más para homogeneizar la mezcla, disminuyendo las diferencias radiales en concentración, velocidades y temperatura.
- ✓ **Modelado numérico:** Ecuación que determina el comportamiento matemático de una o más variables que describen un proceso.
- ✓ **Nivel de la interfase agua - petróleo:** Posición en la cual se visualiza la separación de ambas fases en un equipo industrial de separación.
- ✓ **Optimización de procesos industriales:** Es una rama de la ingeniería de procesos que se dedica a ajustar los parámetros operativos con la finalidad de optimizar el rendimiento y la eficiencia del proceso, sin modificar sus límites establecidos. Los objetivos principales son la minimización de costos y la maximización de la productividad.
- ✓ **Paquete termodinámico:** Son un conjunto de modelos matemáticos que forman parte de un simulador de procesos, los cuales se emplean a partir de la composición de los componentes en la alimentación, así como de los parámetros operativos del proceso. Se dividen en ecuaciones de estado, modelos de actividad, modelos de Chao Seader, correlaciones de presión de vapor, etc.
- ✓ **PFD:** Siglas del inglés cuyo significado es *process flow diagram*, su significado en español es diagrama de flujo de procesos.

- ✓ **Precalentador de vapor:** Intercambiador de calor, el cual transfiere al agua, el calor desprendido por el combustible, para formar el vapor.
- ✓ **Procesos de conversión:** Procesos de la refinación de petróleo que involucran reacciones químicas.
- ✓ **Pseudocomponentes:** Es un conjunto de diversas especies químicas que tienen un rango específico de peso molecular o temperatura de ebullición. Este agrupamiento se lleva a cabo para simplificar los cálculos en un modelo de simulación de procesos.
- ✓ **PTB:** Unidad de concentración que registra el contenido de sal en el petróleo, siglas del inglés cuyo significado es *pounds per thousand barrels*, su significado en español es libras de sal por cantidad de barriles de petróleo.
- ✓ **Red neuronal artificial:** Sistema compuesto por unidades llamadas neuronas artificiales, las cuales están interconectadas para el intercambio de señales.
- ✓ **Separación de emulsiones con microondas:** Es el calentamiento selectivo de las gotas de agua, lo cual reduce la viscosidad en la interfaz entre el agua y el crudo, facilitando así la unión de las gotas y su posterior separación por fases.
- ✓ **Separación por gravedad:** Están diseñados para eliminar sólidos pesados sedimentables y partículas flotantes de una mezcla sin la necesidad de utilizar productos químicos adicionales ni aumentar el consumo de energía.
- ✓ **Separación por sedimentación:** Es un proceso de separación entre sólidos y fluidos en el cual las partículas sólidas de una suspensión, las cuales son más densas que el fluido, se separan de este debido a la fuerza de la gravedad.

✓ **Separador:** Equipo empleado para separar el petróleo, gas y agua del flujo completo de fluido producido por un pozo. Los separadores se clasifican en verticales, horizontales o esféricos según su diseño.

✓ **Servicios públicos:** Son los servicios que se emplean para mantener en operación una planta industrial, los cuales son electricidad, gas, agua, aguas residuales, etc.

✓ **Surfactante:** Compuesto químico con propiedades detergentes, emulsionantes o humectantes al disminuir la tensión superficial de un fluido. Estas sustancias suelen influir en la zona de contacto que se forma entre dos fases distintas.

✓ **TAN:** Siglas del inglés cuyo significado es *total acid number*, su significado en español es el índice de acidez, también denominado índice de acidez total, se emplea para diagnosticar el riesgo de corrosión en el petróleo crudo y sus derivados refinados.

✓ **TBP:** Siglas del inglés cuyo significado es *true boiling point*, su significado en español es verdadero punto de ebullición.

✓ **Tratamiento del crudo:** Es un proceso de purificación del petróleo, el cual se efectúa en un campo de producción con la finalidad de controlar las propiedades fisicoquímicas que determinan su calidad, la cual será verificada por la refinería que compre dicho crudo.

✓ **Tren de precalentamiento:** Son redes de intercambiadores de calor usados en las refinerías de petróleo.

Capítulo III. Desarrollo del trabajo de investigación

El objetivo de este capítulo será determinar la temperatura del crudo Bretaña (20.7°API), que optimiza su desalado, analizando sus propiedades fisicoquímicas para determinar modelos matemáticos que se describen en función de su temperatura.

3.1. Evaluación del impacto de la temperatura en el desalado

Según la ley de Stokes, ecuación (1), la velocidad de sedimentación está muy influenciada por la temperatura (Iranian Ministry of Petroleum, 1995).

$$V_s = \frac{2gr^2(d_w - d_o)}{9\mu^2} \quad (1)$$

Donde:

V_s = velocidad de sedimentación, m/s

g = gravedad, m/s²

r = radio de la gota, m

d_w = densidad del agua, kg/m³

d_o = densidad del petróleo, kg/m³

μ_o = viscosidad dinámica del petróleo, kg/m.s

La densidad y la viscosidad del líquido disminuyen con la temperatura. El efecto es mayor con respecto a la viscosidad, debido a que la dependencia es

exponencial, lo que significa que el incremento de la temperatura de operación aumentará la velocidad de sedimentación, en consecuencia, mejorará la separación. En un desalador dado, la mejora de la separación significa que se desala una mayor cantidad de petróleo en el mismo tiempo. Ello sugeriría que una temperatura más elevada es más conveniente; sin embargo, la conductividad eléctrica del petróleo crudo aumenta con la temperatura y también el requerimiento de energía del proceso. Además, las temperaturas más elevadas implican un aumento de los costos de calefacción (Delmoral, 2018).

En el presente estudio, el crudo Bretaña se requiere analizar la variación de la densidad, viscosidad y conductividad eléctrica en relación con la temperatura. para determinar la temperatura óptima. Para ello, se analizarán las tres propiedades físicas anteriormente descritas, a partir de informes de laboratorio del crudo Bretaña, proveniente del Lote 95 (Selva Norte peruana), el cual opera la empresa Petrotal.

3.1.1. Densidad en función de la temperatura

La Figura 13 ilustra los datos que se reportan en la Tabla 7, en ella se ilustra la dependencia de la densidad del crudo Bretaña en función la temperatura, proporcionando la correlación que ajusta el comportamiento de los datos.

Tabla 7

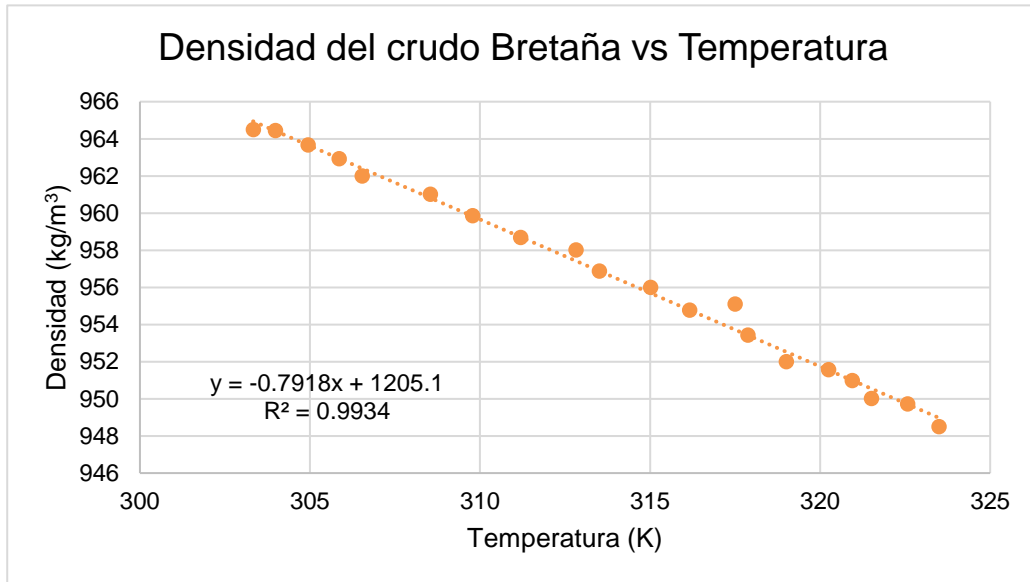
Reporte de laboratorio de datos de densidad del crudo Bretaña en función de la temperatura

Temperatura (K)	Densidad (Kg/m ³)
303	964.496
304	964.440
305	963.661
306	962.919
307	961.992
309	961.008
310	959.858
311	958.690
313	958.003
314	956.872
315	956.000
316	954.776
317	955.090
318	953.422
319	951.995
320	951.568
321	950.974
322	950.011
323	949.713
324	948.49

Nota: Adaptado de (Informes de Laboratorio de Petrotal.,2019)

Figura 13

Densidad del crudo Bretaña en función de la temperatura



Nota: Elaboración propia

$$d_0 = -0.7918T + 1205.1 \quad (2)$$

Donde:

T es la temperatura en Kelvin

3.1.2 Viscosidad en función de la temperatura

La Figura 14 ilustra los datos que se reportan en la Tabla 8, en ella se muestra la variación de la viscosidad del crudo Bretaña respecto a la temperatura, proporcionando la correlación que ajusta el comportamiento de los datos.

Tabla 8

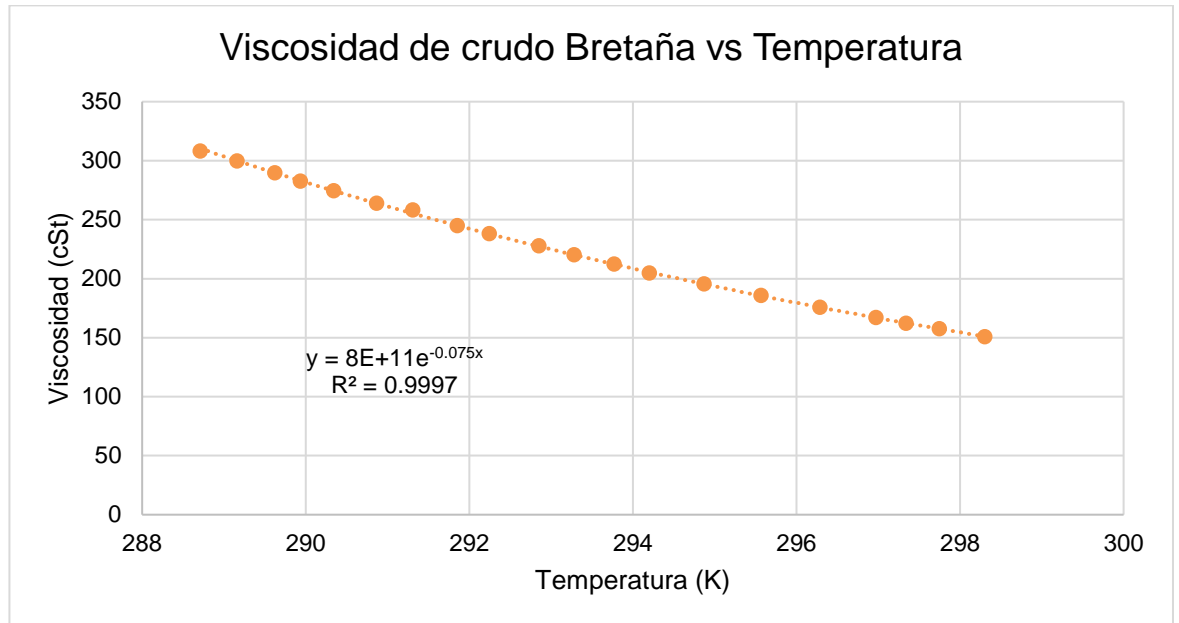
Reporte de laboratorio de datos de viscosidad del crudo Bretaña en función de la temperatura

Temperatura (K)	Viscosidad (cSt)
288.7	308.086
289.2	299.810
289.6	289.699
289.9	282.652
290.3	274.378
290.9	263.959
291.3	258.128
291.9	244.957
292.2	238.212
292.8	227.788
293.3	220.124
293.8	212.457
294.2	204.793
294.9	195.589
295.6	185.772
296.3	175.648
297.0	167.054
297.3	162.144
297.7	157.538
298.3	150.785

Nota: Adaptado de (Informes de Laboratorio de Petrotal.,2019)

Figura 14

Viscosidad del crudo Bretaña respecto a la temperatura



Nota: Elaboración propia

$$\nu = 8 \times 10^{11} e^{(-0.075T)} \quad (3)$$

Donde:

ν es la viscosidad cinemática en cSt.

3.1.3 Conductividad eléctrica en función de la temperatura

La Figura 15 ilustra los datos que se reportan en la Tabla 9, en ella se muestra la dependencia de la conductividad eléctrica del crudo Bretaña respecto a la temperatura, proporcionando una correlación que ajusta el comportamiento de los datos.

Tabla 9

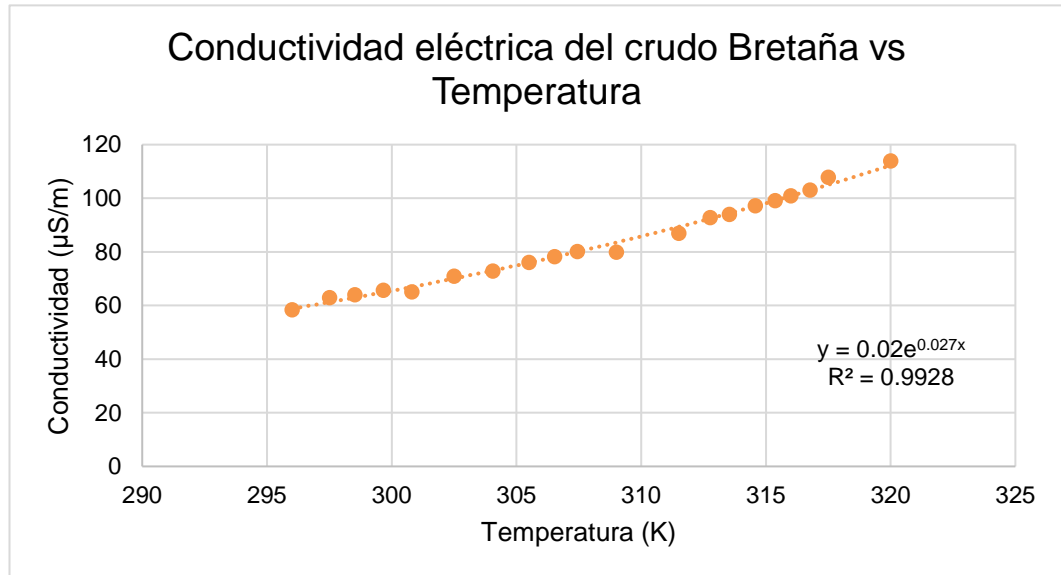
Reporte de laboratorio de datos de conductividad eléctrica del crudo Bretaña en función de la temperatura

Temperatura (K)	Conductividad eléctrica (μ S/m)
296.0	58.332
297.5	62.96
298.5	63.928
299.7	65.65
300.8	65.004
302.5	70.924
304.1	72.861
305.5	75.982
306.5	78.135
307.4	80.072
309.0	79.857
311.5	86.96
312.8	92.771
313.5	93.955
314.6	97.184
315.4	99.121
316.0	100.843
316.8	102.996
317.5	107.839
320.0	113.865

Nota: Adaptado de (Informes de Laboratorio de Petrotal.,2019)

Figura 15

Conductividad eléctrica del crudo Bretaña en función de la temperatura



Nota: Elaboración propia

$$\kappa = 0.02e^{(0.027T)} \quad (4)$$

Donde:

κ es la conductividad eléctrica en $\mu\text{S/m}$

Las ecuaciones (2); (3) y (4) se emplearán para estimar los datos de entrada para el modelo matemático que determinará la temperatura óptima.

3.2 Modelado matemático para determinar la temperatura óptima de operación del desalado

El modelo diseñado para analizar la variación de la temperatura en la economía del proceso se desarrolló considerando un cambio en la temperatura de operación actual del desalado. Para calcular los cambios en la economía del proceso, el modelo debe incluir una forma de estimar el flujo de entrada de petróleo en función de la temperatura. Las ecuaciones mostradas en la sección anterior determinan la velocidad de sedimentación de las gotas de agua a partir de la temperatura.

Se supone que, a un voltaje de funcionamiento determinado o fijo, la cantidad y el tamaño promedio de gotas son fijos. Por tanto, la cantidad de agua separada del petróleo se distribuye en un número igual de gotas del mismo tamaño, a cualquier temperatura determinada. Un incremento en la temperatura movilizará más rápido las gotas a través de la interfaz agua - petróleo, aumentando la salida de agua del desalador (Ishiyama, 2010).

A partir de las ecuaciones (2) y (3), la ecuación (1) se transformará en una ecuación dependiente de la temperatura. Por lo tanto, es factible calcular la velocidad de sedimentación de la gota fijando la temperatura.

Para realizar cálculos, el tiempo de residencia de la gota dentro del desalador se define como el tiempo que una gota individual tarda en caer una distancia específica desde la fase de petróleo hasta la fase de agua, como se describe en la ecuación (5) (Kiani, 2013).

$$\theta_d = \frac{h}{V_s} \quad (5)$$

Donde:

θ_d = Tiempo de residencia de la gota, s

h = Distancia recorrida por la caída de las gotas

Además, se definió el flujo de gota como el volumen de agua contenida en una gota, que fluye dentro del desalador mientras cae a la fase acuosa. Matemáticamente, el flujo de gota se define en la ecuación (6) (KLM Technology Group, 2011).

$$F_d = \frac{V_d}{\theta_d} \quad (6)$$

Dónde:

F_d = Caudal de caída de las gotas, m³/s

V_d = Volumen de agua en gota, m³

Debido a que el flujo de gota es la cantidad de agua que una sola gota se mueve a través del desalador, el flujo total de agua a través del desalador se calcula definiendo el número de gotas. Para ello, se estima el caudal de caída de la gota para la temperatura de operación actual, a la cual se conoce el caudal total de agua que sale del desalador. Anteriormente se mencionó que el tamaño y la cantidad de agua se consideran constantes a cualquier temperatura determinada, por lo que se establece la siguiente relación (KLM Technology Group, 2011):

$$\frac{F_{w(salida)}}{F_d} = \frac{F_{w(salida)}^*}{F_d^*} \quad (7)$$

Dónde:

$F_{w(salida)}$ = Flujo de agua, m³/año

F_d^* = Caída de caudal de la gota a la temperatura de operación actual, m³/s

$F_{w(salida)}^*$ = Flujo de salida de agua a la temperatura de operación actual, m³/año

Finalmente, las ecuaciones (5) y (6) se reemplazan en la ecuación (7) para obtener la ecuación (8):

$$F_{w(salida)} = \left[\frac{V_s}{V_s^*} \right] \cdot F_{w(salida)}^* \quad (8)$$

Para estimar el flujo de agua a una temperatura determinada no es necesario conocer el tamaño y el número de gotas, ni la distancia recorrida por ellas mientras se asientan. El flujo de salida de agua se relaciona con el flujo de entrada de petróleo considerando la eficiencia de deshidratación del desalador y la relación de alimentación agua/petróleo, como lo muestran las siguientes ecuaciones (9) y (10) (Mahdi et al., 2008).

$$F_{(Entrada)} = \frac{F_{w(salida)}}{\varepsilon} \quad (9)$$

Dónde:

$F_{w(in)}$ = Caudal de agua, m³/año

ε = Eficiencia de deshidratación

y

$$F_{o(Entrada)} = \frac{F_{w(entrada)}}{R_{wo}} \quad (10)$$

Dónde:

$F_{o(in)}$ = Flujo de entrada de petróleo, m³/año

R_{wo} = Relación de alimentación agua/petróleo

Al determinar el flujo de entrada de petróleo para una determinada temperatura, se calcularán los cambios en los costos y beneficios. Los principales elementos considerados en el modelo se dan en las siguientes secciones.

3.2.1 Ingresos por incremento de flujo (BFI)

Conforme la temperatura aumenta, la velocidad de sedimentación del agua también se incrementa, se trata y produce una mayor cantidad de crudo aumentando la temperatura del desalador. Para ello, en la ecuación (11) se define los ingresos por incremento de flujo (BFI) para la evaluación económica del desalado (Mandal, 2005).

$$BFI = [F_{o(Entrada)} - F_{o(Entrada)}^*] \cdot \left[\sum_i^n x_i P_i - P_{IM} \right] \quad (11)$$

Dónde:

BFI = Ingresos por incremento de flujo, USD /año

$F_{o(in)}^*$ = Flujo de entrada de referencia de petróleo, m³/año

x_i = Fracción de petróleo que corresponde al producto i

P_i = Precio de mercado del producto i, USD/m³

P_{IM} = Precio del petróleo crudo en el mercado internacional, USD/m³

n = Número de corte de destilación considerados en la evaluación

La información utilizada para calcular el BFI se presenta en la Tabla 10 y 14.

Tabla 10

Fracción volumétrica de los destilados del petróleo a procesar

Productos	Vol. Fracción (x_i)
Gasolina	0.156
Turbo	0.150
Diesel	0.161
Residuos	0.505
Pérdidas	0.028

Nota: Adaptado de (Informes de Laboratorio de Petrotal.,2019)

La refinería en la cual se llevará a cabo el análisis es la Refinería Iquitos, es por ello que se requiere determinar los precios de los combustibles sin considerar los impuestos en planta. Las Tablas 11, 12 y 13 ilustran los precios de los combustibles en Iquitos, los cuales se visualizan en los informes que publica semanalmente PETROPERU. Se hizo una distinción entre las tres tablas mencionadas, debido a que a las gasolinas se les aplica impuestos de rodaje (8%), a diferencia del diésel B5 UV y petróleo industrial 6 que no se le aplica. Además, los precios de los combustibles que se ilustran en las Tablas 11 y 12 en el portal de

PETROPERU están reportados en S/gal; sin embargo, el precio del turbo, el cual se indica en la Tabla 13 se reporta en US\$/gal sin considerar impuestos.

Tabla 11

Precio promedio de las gasolinas en Iquitos en el año 2023 (incluyendo impuestos)

Gasolina	Precio (S/gal)
Gasolina 84	12.61
Gasolina 90	13.96

Nota: Adaptado de (Publicaciones de precios de Petroperu,2024)

Tabla 12

Precio promedio de los combustibles en Iquitos en el año 2023 (sin considerar impuestos)

Combustible	Precio (S/gal)
Gasolina 84	11.60
Gasolina 90	12.84
Diesel B5 UV	12.88
Petróleo industrial 6	9.08

Nota: Adaptado de (Publicaciones de precios de Petroperu,2024)

Tabla 13

Precio promedio del turbo en Iquitos en el año 2023 (sin considerar impuestos)

Combustible	Precio (US\$/gal)
Turbo	4.49

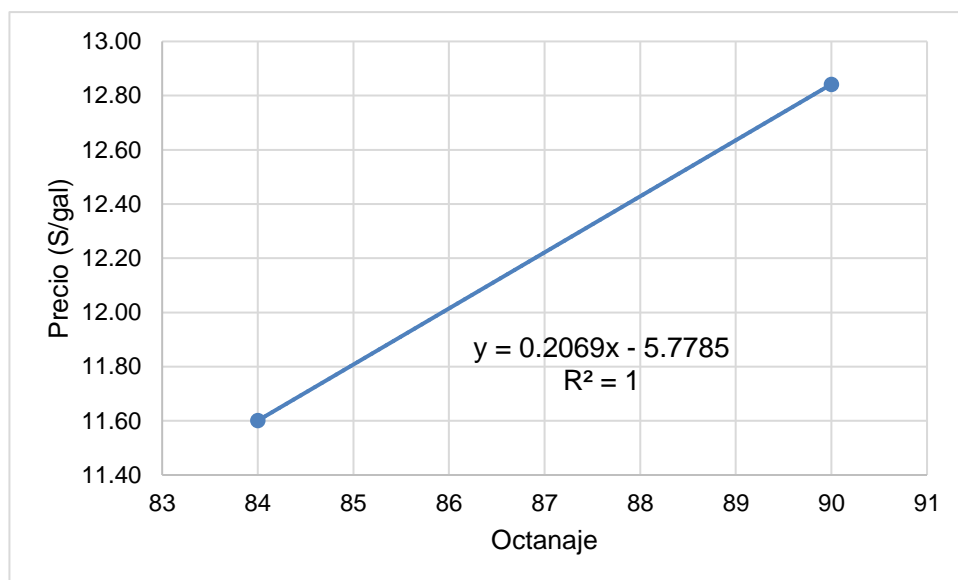
Nota: Adaptado de (Publicaciones de precios de Petroperu,2024)

Se debe tener en cuenta que al elaborar la curva TBP de un crudo, esta determinará el % volumétrico de gasolina (nafta ligera) que se produce a partir del

crudo, esta nafta ligera se considera que tiene 60 octanos, es por ello que a partir de los datos que se reportan en la Tabla 12 se determinó su precio sin impuestos en la planta de Iquitos, estableciendo una función lineal que relaciona el octanaje con los precios de la gasolina, como se ilustra en la Figura 16.

Figura 16

Función lineal que relaciona el octanaje con los precios de la gasolina sin considerar impuestos en Iquitos



Nota: Fuente propia

A partir de la ecuación mostrada en la Figura 16, se calculó el precio de la gasolina de 60 octanos, el cual fue S/6.64/gal.

Se esquematizó la Tabla 14 con la finalidad de uniformizar las unidades de los precios sin considerar impuestos de los combustibles en Iquitos en el año 2023 en US\$/bbl.

Tabla 14

Precio promedio de los combustibles en Iquitos en el año 2023 (sin impuestos)

Combustible	Precio (US\$/bbl)
Gasolina 60	74.27
Diesel B5 UV	120.03
Petróleo industrial 6	84.68
Turbo	188.77

Nota: Elaboración propia

Para el precio de mercado internacional (PIM) el precio promedio del crudo Bretaña en 2023 fue 83.01 USD/bbl (Datosmacro, 2024).

3.2.2 Costos por requerimientos de energía (CP)

Un aumento en la conductividad eléctrica del petróleo crudo implica que se utilizará más corriente eléctrica, manteniendo el voltaje constante, lo que significa que, si bien la coalescencia no aumenta, el consumo de energía sí. Los costos por requerimiento de energía (CP) se estimaron en la ecuación (12) (Martínez,2012):

$$CP = (P - P^*) \cdot t \cdot C_{kwh} \quad (12)$$

Dónde:

CP = Costos de energía, USD/año

P = Potencia a la temperatura de operación, kW

P* = Potencia a temperatura de referencia de operación, kW

t = Tiempo de operación del desalador, horas/año

C_{kwh} = Costo de la energía, USD/kWh

3.2.3 Costos de Bombeo (CB)

Un caudal mayor requiere bombeo adicional, tanto de petróleo como de agua. Este costo se estima de acuerdo a la ecuación (13) (Mendoza, 2019).

$$CB = \{[F_{o(Entrada)} - F_{o(Entrada)}^*] + [F_{w(Entrada)} - F_{w(Entrada)}^*]\} \cdot C_p \quad (13)$$

Dónde:

CB = Costos de bombeo USD/año

$F_{w(in)}^*$ = Caudal de referencia de agua, m³/año

C_p = Costo unitario de bombeo, USD/m³

3.3.4 Costos de precalentamiento (CC)

El aumento de temperatura genera un costo extra por el precalentamiento, ya sea de petróleo o de agua. Estos costos se calculan a partir de la ecuación (14) (Mendoza, 2019):

$$CC = Q \cdot C_j \quad (14)$$

Dónde:

CC = Costos de precalentamiento, USD/año

Q = Cantidad de calor requerida, J/año

C_j = Costo unitario de la energía de calefacción, USD/J

3.4. Análisis de resultados

Las funciones descritas anteriormente se combinan en una única función de utilidad, la cual se indica en la ecuación (15) y se empleará para determinar la temperatura óptima.

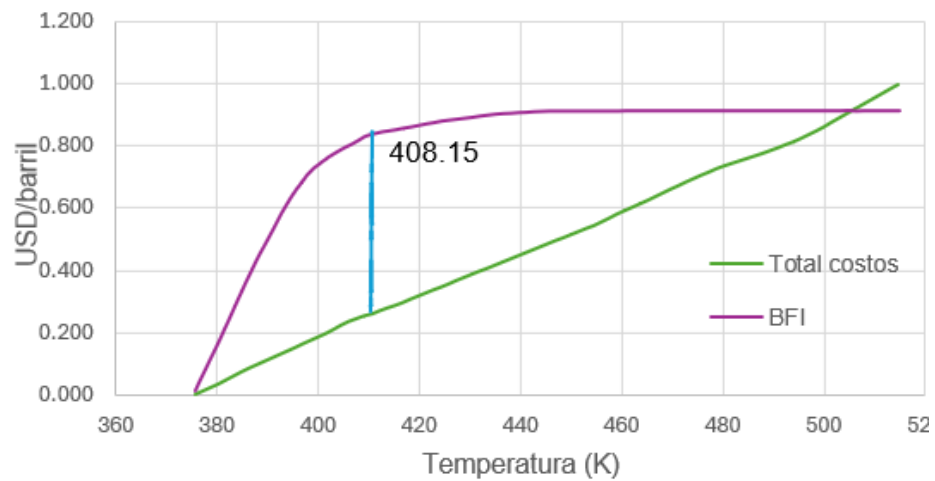
$$P = BFI - (CP + CB + CC) \quad (15)$$

Los resultados del modelo matemático muestran que hay una temperatura específica donde la brecha entre los ingresos totales y los costos totales es máxima, lo cual maximiza la utilidad. Esto se representa gráficamente en la Figura 17 y la diferencia máxima se observa a 408.15 K (135°C o 275°F), la cual es la temperatura óptima para la operación de desalado del crudo Bretaña.

A partir de la refinería analizada, se define que el crudo Bretaña forma la mayor parte de la mezcla en la alimentación y puede haber períodos en los que la refinería usaría solo este crudo, es por ello que la temperatura de operación óptima del desalador se determina enfocándose en la temperatura óptima para desalar únicamente el crudo Bretaña, y no el de las mezclas.

Figura 17

Gráfico de ingresos y costos totales en relación con la temperatura operativa del desalador

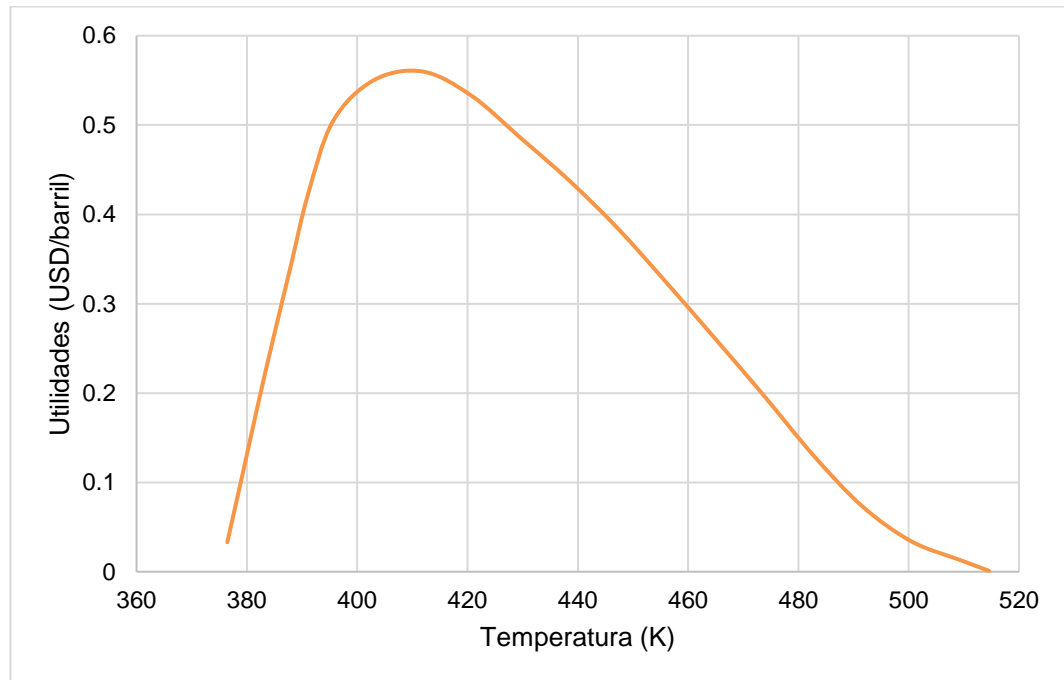


Nota: Elaboración propia

La Figura 18 ilustra la curva de utilidades versus la temperatura, la cual es una representación adicional del punto máximo de utilidad. Otro valor de temperatura de operación en el desalador no produciría los resultados más económicos.

Figura 18

Gráfico de utilidades en relación con la temperatura operativa del desalador



Nota: Elaboración propia

En vista del resultado obtenido, se recomienda fijar la temperatura del desalador a 135°C (275°F), la cual es la temperatura óptima de operación de desalado. Esta modificación dará como resultado el máximo beneficio de la operación. Para alcanzar la temperatura óptima de 275°F es necesario realizar un estudio detallado de las fuentes de calor disponibles y sus limitaciones. Para ello se ha realizado una simulación de la unidad de destilación (CDU) para estudiar su funcionamiento, la cual se presenta en el Capítulo 4.

Capítulo IV. Análisis y discusión de resultados

4.1. Introducción al modelado del proceso en HYSYS

Las simulaciones son necesarias para la generación de balances de materia y energía (H&MB), el diseño de equipos y para predecir y planificar las operaciones. Los errores en las simulaciones provienen de diversas fuentes, incluidas suposiciones iniciales incorrectas, ingreso de datos incorrectos o insuficientes, uso de paquetes termodinámicos inapropiados, inconsistencias en el modelo, no convergencia de la solución numérica, etc. Un modelo matemático de una simulación solo se utiliza para un cierto rango de condiciones de operación y es posible que no cubran todas las condiciones de operación en una unidad de procesamiento o planta, debido a que hay muchas restricciones y variables conflictivas (Adamski et al. 2016).

Lo anterior describe la situación con la unidad de destilación de crudo y, por lo tanto, con la operación de desalado de crudo. El balance de materia y energía de la unidad de destilación de crudo se desarrolló en HYSYS. Se han utilizado dos paquetes termodinámicos para simular la unidad de destilación de crudo, el paquete BK-10 para modelar la sección de vacío y el paquete Peng-Robinson para simular el resto de la unidad; sin embargo, ninguno de estos dos paquetes y ningún otro paquete termodinámico incorporado en HYSYS tiene la capacidad de predecir el balance de sales para la operación de desalado. Por lo tanto, se ha asumido que el agua que ingresa, así como la salmuera que sale del desalador, es agua pura y que los balances de materia y energía para la unidad de desalado se basan en

agua pura. El balance de sal se ha realizado en Excel respecto al contenido inicial de sal reportado en el crudo, la eficiencia del desalador y las especificaciones requeridas para el crudo desalado.

Para modelar el proceso, el primer paso es definir la composición de la alimentación a la unidad. Para esta finalidad, hay una base de datos integrada muy completa en HYSYS, de la que se seleccionan los componentes químicos para definir los componentes de la alimentación. Por lo general, para definir los componentes en alimentaciones de crudo se empleará los pseudocomponentes, los cuales no están disponibles en la base de datos, es por ello que para tener una mayor precisión con los pseudocomponentes a definirse, se requieren de datos y análisis de laboratorio detallados. Una vez que los datos están disponibles para diferentes cortes en el crudo, los pseudocomponentes se forman y nombran. El análisis detallado de los datos se conoce como ensayo crudo. Cuanto más preciso sea el análisis de crudo, mayor será la precisión con la que se simulará el proceso y, por lo tanto, más fiables serán los resultados adquiridos en la simulación (Ahmed, 2004).

La preparación de la composición del crudo y sus propiedades también se denomina caracterización del crudo, la cual se analizará a detalle en las secciones posteriores de este capítulo.

Si hay más de un tipo de crudo en la alimentación, el cual es el caso del presente estudio, cada crudo debe caracterizarse por separado y luego se utilizará la función de mezcla en HYSYS para producir la materia prima requerida para la unidad. Al finalizar el proceso de caracterización y mezcla del crudo, el siguiente paso sería seleccionar un paquete termodinámico adecuado. (Al-Otaibi, 2004).

Como se explicó anteriormente, se han utilizado dos paquetes termodinámicos para la unidad de destilación de crudo (CDU) para predecir exactamente el proceso. BK-10 se selecciona para modelar la torre de destilación al vacío, debido a que este paquete termodinámico predice con precisión los procesos de hidrocarburos a baja presión. Peng-Robinson se utiliza para modelar las otras partes de la CDU y es un modelo más generalizado, el cual tiene un amplio rango de precisión de temperaturas y presiones de operación para los procesos de hidrocarburos.

Al completar la caracterización del crudo y la selección de los paquetes termodinámicos, la operación de la unidad en HYSYS debe configurarse en el diagrama de flujo de procesos, en el cual se conectan los diferentes equipos a través de corrientes. La simulación para la presente investigación es una simulación de un proyecto de modernización de una refinería y, por lo tanto, se dispone de la energía total transferida en los intercambiadores de calor, dimensionamiento de una columna de destilación (número de platos, altura de los lechos empacados, componentes internos, etc), capacidades de las bombas y curvas de compresores. Por lo tanto, el rendimiento de la planta se simula en diferentes condiciones de operación, debido a que los equipos son fijos.

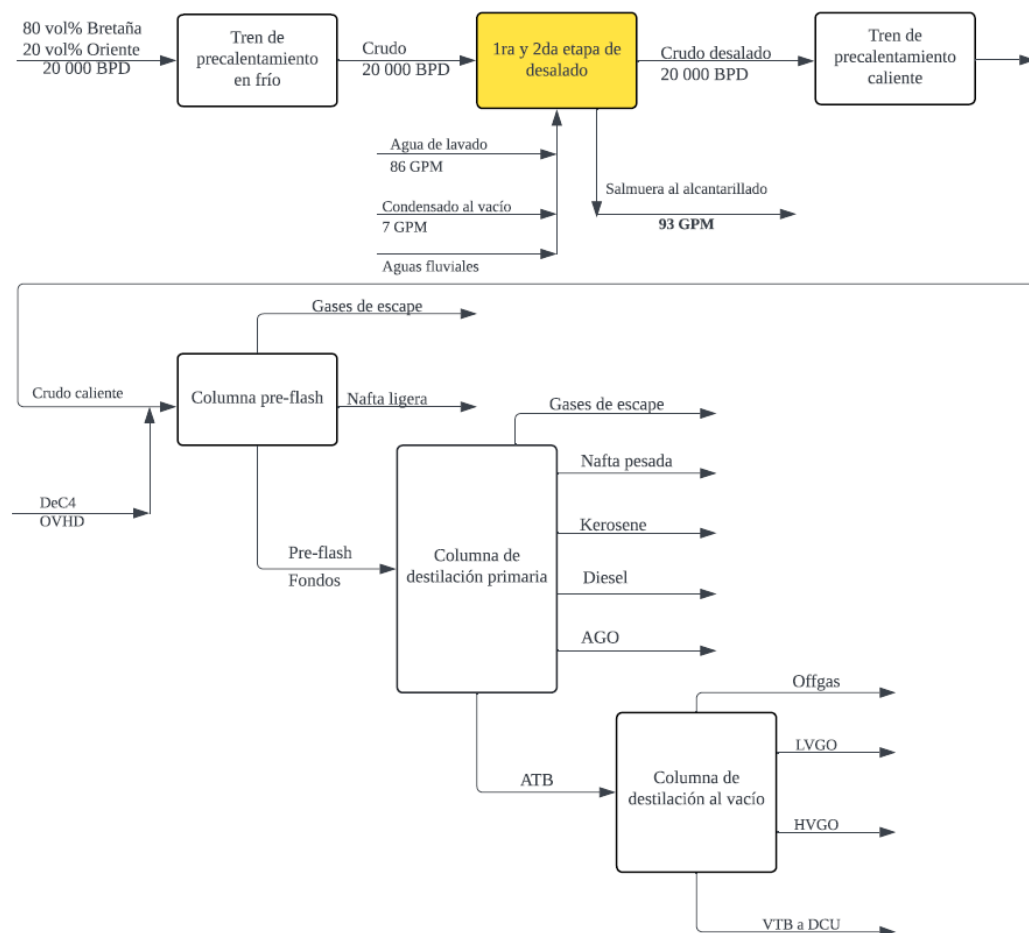
4.2 Descripción general de la unidad de destilación de crudo (CDU)

Los principales componentes de la CDU en estudio incluyen el tren de precalentamiento, el desalador, la columna flash, la columna de destilación primaria y la columna de destilación al vacío. El alcance de la presente investigación solo considera la operación alrededor del desalador como se muestra en el siguiente Diagrama de Flujo de Bloques (BFD); sin embargo, para diseñar y simular

adecuadamente el proceso de desalado, se debe simular toda la unidad de destilación de crudo, debido a que el proceso de desalado es una parte integral de la CDU y, por lo tanto, las condiciones de operación en la CDU afectarán el rendimiento del desalador, especialmente la temperatura en el desalador, que es uno de los parámetros clave para la presente investigación.

Figura 19

Diagrama de flujo de bloques para la unidad de destilación de crudo



Nota: Elaboración propia

4.3 Alcance general del proyecto

Una refinería va a modernizar algunas de sus unidades de procesamiento, incluida la unidad de destilación de crudo. La capacidad actual de la refinería es de 12000 BPD y después de la modernización, la refinería procesará 20000 BPD de crudo. Como resultado, la unidad de destilación de crudo tendrá que procesar una mayor capacidad y una mezcla de crudo más pesada. Por lo tanto, la unidad de destilación de crudo se renovará en base a 20000 BPD de 80% en volumen de crudo Bretaña y 20% en volumen de crudo Oriente. El crudo Bretaña es un crudo pesado y contiene una cantidad significativa de sal. Para la modernización de la unidad de destilación de crudo, se supone que el crudo Bretaña recibido por la refinería contiene hasta 100 PTB de sal en la operación actual y futura durante el ciclo de vida de la planta. La especificación de modernización de la sal es de 1 PTB en la corriente de crudo desalado, con el fin de cumplir con el requisito de concentración de sal de los fondos de la columna de destilación al vacío (del inglés *vacuum tower bottoms*, VTB). Con esta especificación de la sal, se satisfacen otros criterios de modernización para la operación de desalado, incluida la protección de los equipos aguas abajo contra la corrosión y el ensuciamiento, así como la protección de los catalizadores del reactor contra la desactivación y el envenenamiento.

La configuración actual de la refinería se basa en un desalador electrostático de una sola etapa, que proporciona aproximadamente un 90% de eficiencia de eliminación de sal en crudos medianos y un 85% de eficiencia de eliminación de sal en crudos pesados, como el crudo Bretaña. Para diseñar equipos para la modernización de la unidad de desalado, se asume que la concentración

de sal en el crudo, recibido por la refinería, es de 100 PTB. Por lo tanto, a partir de la eficiencia del desalador de una sola etapa existente, el crudo desalado de la 1^{ra} etapa aún contendría unos 10 PTB de sal, si solo se utiliza una sola etapa de desalado. Cuando se utiliza el crudo Breña en la refinería, después de una operación de desalado de una sola etapa, unos 15 PTB de sal aún permanecen en el crudo desalado. Suponiendo una eficiencia de eliminación de sal del 85% para el desalador de la 1^{ra} etapa, el desalador de la segunda etapa debe ser del 92.5% o más eficiente para cumplir con la especificación de 1 PTB, dado que hay 100 PTB de sal en el crudo en el desalador de la primera etapa. Los desaladores electrostáticos actuales proporcionan eficiencias de hasta el 99% garantizadas por el proveedor. Por lo tanto, al instalar un desalador de segunda etapa en la unidad de desalado, se cumplirá con la especificación de crudo desalado de 1 PTB.

Además de la instalación de un nuevo desalador en la unidad de destilación de crudo, se requiere fijar la temperatura de funcionamiento del desalador a 135°C para alcanzar la temperatura óptima para el desalado del crudo Breña, como se analizó en el capítulo 3.

4.3.1 Materia prima

La Tabla 15 ilustra las propiedades fisicoquímicas de los crudos Breña y Oriente.

Tabla 15*Propiedades fisicoquímicas de los crudos Breña y Oriente*

Propiedades de la alimentación	Unidades de medida	Breña	Oriente	Mezcla 80/20 (HYSYS Sim.)
Rendimiento unitario	BPD	16000	4000	20000
Tasa de flujo volumétrico	VOL%	80	20	100
Gravedad específica a 60°F		0.93	0.84	0.88
Gravedad API	°API	20.7	38.0	24.1
TAN	mg KOH/g	0.3	0.05	-
Contenido de azufre	wt%	3.42	0.44	2.8
Contenido de nitrógeno	ppm	3600	1033	4633
Níquel	ppm	55	2	57
Vanadio	ppm	280	7	287
Contenido de sales	lb/1000 bbl	30-80	22	125
Contenido de agua y sedimentos (BS&W)	LV%	5	0.1	1.0
Viscosidad a 104°F (40°C):	cSt	96	3.54	-
Viscosidad a 122°F (50°C)	cSt	60	2.94	-

Nota: Adaptado de (Informes de Laboratorio Petrol.,2019)

4.4 Paquete termodinámico

En cuanto a la unidad de destilación de crudo, el paquete termodinámico más utilizado en HYSYS es Peng-Robinson (PR). Este paquete se utilizó para la simulación de la unidad de destilación de crudo; sin embargo, este paquete no produce resultados precisos para la sección de vacío y, por lo tanto, se utilizó el paquete termodinámico BK-10 para simular la sección de vacío. El resultado de la simulación utilizando estos paquetes termodinámicos se ha comprobado y comparado con los datos operativos reales y se han obtenido resultados al 98% de precisión.

4.5 Descripción del proceso

La descripción del proceso que se incluye en esta sección se refiere exclusivamente a la operación de desalado según el alcance de este estudio. Para una mejor comprensión de la descripción del proceso, revisar los diagramas de flujo del proceso en el Anexo 2.

El crudo de los tanques de almacenamiento se bombea a través de las bombas de carga P-1001A/B/C y pasa a través de una serie de intercambiadores de calor en el tren de precalentamiento para absorber el calor de los productos calientes y las corrientes de bombeo para incrementar la temperatura del crudo a la temperatura requerida para la operación de desalado. A continuación, el crudo precalentado entrará en el desalador de la 1^{ra} etapa V-1001 y posteriormente pasará al desalador de la 2^{da} etapa V-1002 para que el contenido de sal se reduzca a 1 PTB a la salida del desalador de la 2^{da} etapa. Luego, el crudo desalado pasará por el tren de precalentamiento caliente para calentarse aún más contra las

corrientes de bombeo y el producto VTB para alcanzar la temperatura requerida antes de ser alimentado a la columna de pre-flash C-1001.

En la operación de desalado, el principal suministro de agua de lavado es el agua ácida (SSW) proveniente de la Unidad de Tratamiento de Agua Ácida. El SSW tiene trazas de hidrocarburos y un elevado contenido en fenoles. El uso del SSW como agua de lavado permitirá que los fenoles se reabsorban en el petróleo crudo antes de desechar el agua de lavado. La idea es maximizar el uso de la SSW en la operación de desalado para minimizar el tratamiento de salmuera y, por lo tanto, minimizar cualquier impacto ambiental potencial. Unos 86 gpm de SSW están disponibles en la planta y, por lo tanto, la idea es utilizarlos como agua de lavado para la operación de desalado. La otra fuente de agua, que también contiene fenoles, es 7 gpm de condensado proveniente del condensador barométrico de la columna de vacío. Por lo tanto, se dispone de 93 gpm de agua como agua de lavado para la operación de desalado.

El agua ácida extraída pasará a través de las bombas de agua de lavado P-1020A/B. El condensado de vapor al vacío también estará disponible para el agua de lavado y se suministrará a la descarga de las bombas de agua de lavado y luego el agua combinada pasará a través del lado de la carcasa de los intercambiadores de agua de lavado / salmuera E-1020A/B/C. El agua de lavado se calienta de aproximadamente 100°F a 236°F a través de E-1020A/B/C y luego posteriormente a través del calentador de vapor de agua de lavado E-1021, elevando la temperatura del agua de lavado a aproximadamente 373°F mediante el control del suministro de vapor de alta presión (HP) desde el cabezal. El flujo de agua de

lavado a través del calentador de vapor de agua de lavado se ajusta por medio de una válvula de control de derivación.

En el modo de funcionamiento normal, el agua de lavado caliente de la salida de E-1021 se dividirá y la mitad del flujo se alimentará a la corriente de crudo justo antes de pasar por la válvula mezcladora de la 1^{ra} etapa. La otra mitad del flujo de agua de lavado se inyecta a la corriente de crudo que sale del desalador de la 1^{ra} etapa y pasa por la válvula mezcladora de la 2^{da} etapa. El agua de lavado y el crudo se mezclan a través de las válvulas mezcladoras y se emulsionan en pequeñas gotas para ser desemulsionados eficientemente en el desalador.

Los desaladores utilizan un campo electrostático de CC para polarizar las gotas de agua y aumentar la coalescencia y, por lo tanto, la eficiencia del desalador. Al eliminar el agua del crudo, el crudo se separan las sales que se disuelven en el agua. La salmuera se direcciona al fondo de los desaladores y el crudo saldrá del desalador por la parte superior. Las corrientes de salmuera de los desaladores de 1^{ra} y 2^{da} etapa fluirán bajo control de nivel de desalador y se unirán antes de pasar por el lado del tubo del agua de lavado y el intercambiador de salmuera E-1020A/B/C para enfriarse a 130°F. La temperatura de salida de la salmuera está determinada por las restricciones de la planta y no se permite que sea superior a 130°F por razones de seguridad. El efluente de salmuera saldrá del límite de la batería para ir al alcantarillado de agua aceitosa.

El agua del desalador también se recirculará, de este modo, la bomba P-1023 inyectará 43 GPM de SSW aguas arriba de la válvula mezcladora del desalador de la 2^{da} etapa a través de los intercambiadores E-1021A/B/C y E-1021 y el agua de lavado de la parte inferior del desalador de la 2^{da} etapa será inyectada

por la bomba de recirculación del desalador P-1023 aguas arriba de la válvula mezcladora del desalador de la 1^{ra} etapa. El desalador de 2^{da} etapa contará con una bomba de lavado de lodo desalador de 2^{da} etapa P-1022 para lavado de lodos.

4.6 Diagramas de flujo de procesos (PFD)

Los diagramas de flujo del proceso se desarrollaron para una mejor comprensión del proceso, los cuales se presentan en el Anexo 2.

4.7 Balance de materia y energía (H&MB)

El resultado de la simulación es un H&MB completo para la unidad de destilación de crudo y se presenta a continuación en las siguientes páginas. El H&MB contiene las corrientes del tren de precalentamiento frío y caliente, así como las corrientes de la unidad de desalado. Como se ha descrito anteriormente, HYSYS no se puede utilizar para producir un balance de sales para la operación de desalado. Por lo tanto, se ha utilizado una hoja de cálculo de Excel para preparar la Tabla 16 y la Tabla 17 para presentar el balance de sal y agua para diferentes corrientes de la unidad de desalado. Para la simulación de corrientes de salmuera o saladas en HYSYS, se ha supuesto que se ha utilizado agua pura.

Tabla 16

*Balance de sales del sistema - Inyección de agua de lavado en paralelo
(funcionamiento normal)*

Descripción de la corriente	#Corriente	lb/hr	BBL/D	Sal PTB	Sal lb/hr
Corriente de petróleo crudo	10	265097.1	20001.0	100.0	291.7
Agua agria	70	42834.0	2939.0	0.0	0.0
Agua de lavado	-	0.0	0.0	0.0	0.0
Condensado de vapor al vacío	71	3388.2	244.9	0.0	0.0
Lavar con agua hasta la 1 ^{ra} etapa	83	23111.1	1591.8	0.0	0.0
Agua cruda + de lavado en la entrada a la 1 ^{ra} etapa	11	288208.1	21593.1	92.6	291.7
Lavar el agua hasta la 2 ^{da} etapa	84	23111.1	1591.8	0.0	0.0
Crudo de la 1 ^{ra} Etapa del Desalador	85	265847.2	20058.7	13.9	40.6
Agua cruda + de lavado en la entrada a la 2 ^a etapa	86	288958.3	21650.5	12.9	40.6
Petróleo crudo desalado	14	267691.7	20191.6	1.0	2.8
Salmuera de la 1 ^{ra} etapa de desalado	91	22360.9	1534.3	1121.9	251.0
Salmuera del desalador de la 2 ^{da} etapa	90	21266.6	1459.2	177.6	37.8
Salmuera de ambos desaladores	93	43627.5	2993.2	661.7	288.8
Eficiencia del desalador de la 1 ^{ra} etapa		85.00%			

2^{da} Etapa Eficiencia del Desalador 92.50%

Nota: Elaboración propia

Tabla 17

Balance de sales del sistema - Inyección de agua de lavado recirculada (operación en contracorriente)

Descripción de la corriente	#Corriente	lb/hr	BBL/D	Sal PTB	Sal lb/hr
Corriente de petróleo crudo	10	265097.1	20001.0	100.0	291.7
Agua agria tratada	70	0.0	0.0	0.0	0.0
Agua de lavado	-	21417.0	1469.5	0.0	0.0
Condensado de vapor al vacío	71	3388.2	244.9	0.0	0.0
Lavar con agua hasta la 1 ^{ra} etapa	83	22210.5	1523.8	0.0	0.0
Agua cruda + de lavado en la entrada a la 1 ^{ra} etapa	11	287307.7	21524.8	92.9	291.7
Lavar el agua hasta la 2 ^{da} etapa	84	24805.2	1714.3	0.0	0.0
Crudo de la 1 ^{ra} Etapa Desalinizadora	85	265097.1	20001.0	13.9	40.7
Agua cruda + de lavado en la entrada a la 2 ^{da} etapa	86	289902.3	21715.3	12.8	40.7
Petróleo crudo desalado	14	267691.7	20191.6	1.0	2.8
Salmuera de la 1 ^{ra} etapa de desalado	91	22210.5	1523.8	1129.6	251.0
Salmuera del desalador de la 2 ^{da} etapa	90	22210.5	1523.8	165.9	37.8
Salmuera de ambos desaladores	93	22210.5	1523.8	1295.6	288.8
<hr/>					
Eficiencia del desalador de la 1 ^{ra} etapa	85.00%				
Eficiencia del desalador de la 2 ^{da} Etapa	92.50%				

Nota: Elaboración propia

4.8 Consideración del diseño del equipo

El desalador existente se selecciona para ser el desalador de la 1^{ra} etapa, seguido del nuevo desalador para ser el desalador de la 2^{da} etapa. Para maximizar el consumo de agua fenólica en los desaladores, se consideran las siguientes dos configuraciones para la inyección de agua de lavado. Para tener una vista esquemática de las configuraciones, revisar el diagrama de flujos de procesos en el Anexo 2.

4.8.1 Inyección de agua de lavado en paralelo a ambos desaladores

En esta configuración, el agua de lavado del límite de la batería se calienta a través de agua de lavado en salmuera e intercambiadores de agua de lavado VTB para alcanzar la temperatura de funcionamiento requerida de 275°F. A continuación, se divide en cantidades iguales (7% en volumen cada una) y se inyecta en corrientes de crudo justo antes de las válvulas mezcladoras de cada desalador. Esta configuración asegurará el máximo consumo de agua de lavado y, por lo tanto, la máxima absorción de fenoles del agua de lavado en el petróleo crudo.

4.8.2 Inyección de agua de lavado en contracorriente

En esta configuración, el agua de lavado se calienta a través de agua de lavado en salmuera e intercambiadores de agua de lavado VTB para alcanzar la temperatura de funcionamiento requerida de 275°F. El agua de lavado calentada (7% en volumen) se inyecta al desalador de la 2^{da} etapa y el efluente de agua salada del desalador de la 2^{da} etapa se dirige a la 1^{ra} etapa como agua de lavado para el

desalador de la 1^{ra} etapa, desde donde saldrá como corriente de salmuera que sale del sistema. Esta configuración es la más utilizada en las operaciones de refinería.

En condiciones normales, el funcionamiento se basará en el modo de inyección en paralelo. En caso de indisponibilidad de agua de lavado, los desaladores funcionarán en modo de contracorriente.

4.8.3 Intercambio de calor para aumentar la temperatura del desalador

De acuerdo con los resultados del Capítulo 3, la temperatura óptima para el desalado del crudo Bretaña es 275°F. La temperatura actual de funcionamiento en el desalador es 256°F. Por lo tanto, se debe aumentar la temperatura del desalador. Hay algunas formas de lograr una temperatura más alta en el desalador, de la siguiente manera:

- a. Aumento del caudal de bombeo: Al aumentar el caudal de bombeo, la temperatura del crudo en el tren de precalentamiento aumenta, debido a que habría más calor disponible a través del aumento del caudal para temperaturas dadas; sin embargo, ello afectará el desempeño del rehervidor atmosférico y de la columna de vacío, debido a que se debe cumplir con las especificaciones del producto. Además, el aumento de los caudales de bombeo daría como resultado una capacidad adicional en las bombas, un mayor diámetro de la columna y un aumento del tamaño de las tuberías. Estas modificaciones son costosas y no son consideradas como una opción rentable por la refinería.

- b. Reubicación de desaladores existentes y nuevos aguas abajo en el tren de precalentamiento donde las temperaturas son más altas: Al mover los desaladores desde la ubicación existente aguas abajo en el tren de precalentamiento, donde hay una temperatura de crudo más alta, es posible cumplir con la temperatura requerida en los desaladores; sin embargo, esta opción requiere un cambio en la distribución de las tuberías, de todos los equipos existentes, lo descrito es costoso para la refinería. Además, la caída de presión adicional al mover los intercambiadores aguas arriba de los desaladores disminuirá la presión en el desalador y ello no es favorable, debido a que el desalador funciona bajo control de presión para evitar la producción de vapor en el desalador. Si se va a mantener la presión existente en la nueva configuración propuesta, las bombas de carga deben cambiarse y aumentarse de tamaño. En general, esta es una opción costosa y, por lo tanto, no es considerada por la refinería.
- c. Adición de intercambiadores de calor en los servicios públicos para calentar crudo o agua: Una tercera opción es aumentar la temperatura del agua de lavado o de la corriente de crudo para lograr la temperatura óptima de 275°F en el desalador. La adición de un intercambiador de calor de servicios públicos a la corriente de crudo generará una caída de presión en el tren de precalentamiento de crudo y, por lo tanto, una reducción de la presión en el desalador. Además, no hay espacio disponible para instalar un intercambiador junto al desalador existente. Por lo tanto, esta opción no es factible. La adición de un intercambiador de calor de servicios públicos a la sección de agua de lavado es la única opción factible, debido a que no se

tienen los problemas descritos anteriormente. Además, debido al aumento de los caudales de agua de lavado, es necesario renovar el intercambiador de calor de agua de lavado/salmuera existente. Por lo tanto, se considera la integración del intercambiador de agua de lavado/salmuera junto con un nuevo intercambiador de calor de servicios públicos para renovar el diseño de los desaladores.

4.8.4 Integración de calor

En la operación actual, el agua de lavado se calienta primero a través del intercambiador de calor de agua de lavado de salmuera antes de mezclarse con petróleo crudo en la entrada del desalador V-1001 de la 1^{ra} etapa. El tamaño de este intercambiador de calor no es el adecuado para el nuevo servicio, debido a que el flujo de agua de lavado aumentará en la nueva operación, el aumento del flujo de agua de lavado significa un mayor caudal de salmuera y, por lo tanto, se requiere un intercambiador de agua de lavado - salmuera más grande, debido a que el intercambiador existente generaría demasiada caída de presión en nuevas condiciones y tampoco cumpliría con la transferencia de calor óptima requerida.

Incluso cuando el intercambiador de agua de lavado/salmuera tenga el tamaño suficiente para el nuevo servicio, no proporcionará la temperatura requerida (óptima) para el desalador por sí mismo porque el agua de lavado está siendo calentada por la corriente de salmuera. En la nueva operación, la salmuera sale del desalador a 275°F, por lo que, suponiendo un enfoque de temperatura de 35°F, la temperatura del agua de lavado que sale del intercambiador de agua de lavado - salmuera sería de 240°F. Para aumentar la temperatura del agua de lavado de

240°F a una temperatura óptima de 275°F, se requeriría un intercambiador de calor de servicios públicos.

La utilidad disponible en la refinería es el vapor de alta presión (HP) y, por lo tanto, el nuevo intercambiador estaría diseñado como un precalentador de vapor para aumentar la temperatura del agua de lavado lo suficiente como para que después de que el agua de lavado se mezcle con el petróleo crudo y se alcance la temperatura óptima en el desalador.

Aunque el modelo matemático del capítulo 3 demuestra que la temperatura óptima del crudo Bretaña es de 275°F, la temperatura de operación elegida para el desalado de la 1^{ra} etapa es de 270°F para tener un margen de evitar la producción de vapor en el desalador, debido a que no se puede aumentar la presión del desalador existente. Además, una temperatura razonablemente más baja disminuiría el tamaño del nuevo intercambiador de servicios públicos requerido.

Conclusiones

- Se modeló numéricamente a partir de datos de densidad, viscosidad y conductividad eléctrica del crudo Bretaña en función de la temperatura. El modelo matemático obtenido para este estudio es un modelo lineal cuyo objetivo es maximizar las utilidades. Los resultados determinan que la función objetivo se cumple a la temperatura de operación de 275°F (135°C).
- Para lograr la temperatura óptima en el desalador y con la finalidad de maximizar la integración de calor en el sistema, se analizaron las fuentes de calor disponibles en el proceso. Se estudiaron el tren de precalentamiento en frío y el tren de precalentamiento en caliente en la unidad de destilación de crudo para determinar posibles fuentes de calor. Si bien se determinó que las fuentes de calor están disponibles o podrían estar disponibles mediante la reconfiguración de los equipos, no se justificó realizar estas modificaciones debido a las limitaciones del sistema, como la caída de presión y los costos adicionales del proyecto. Por lo tanto, para lograr la temperatura óptima en el desalador, se propuso aumentar la temperatura del agua de lavado para elevar efectivamente la temperatura del crudo y la mezcla de agua de lavado en el desalador a la temperatura óptima. Esto se obtiene instalando un nuevo precalentador de vapor en línea para el agua de lavado y reconfigurando los intercambiadores de calor de agua de lavado existentes.
- En cuanto a la especificación del desalado, se concluyó que se requiere un desalador de segunda etapa para lograr el 1 PTB. Se estudiaron dos configuraciones; inyección de agua de lavado en paralelo y operación en contracorriente a ambos desaladores. En función de la disponibilidad del agua de

lavado y la necesidad de maximizar el consumo de agua de lavado en ambos desaladores, se seleccionó como operación normal la inyección de agua de lavado en paralelo a los desaladores. Mientras tanto, el sistema está diseñado para funcionar en contracorriente en el nivel de agua de lavado.

Recomendaciones

- Un área para mejorar en el futuro es la simulación del desalado del petróleo, debido a que ASPEN HYSYS no es una herramienta adecuada para modelar procesos de electrolitos, y para modelar la operación de desalado en HYSYS se utilizó el agua asociada o agua de formación con crudo. Para futuras investigaciones, se recomienda desarrollar un modelo adecuado para predecir con mayor precisión los parámetros de desalado o utilizar un software disponible comercialmente que tendrá mejores capacidades para modelar procesos de electrolitos de hidrocarburos.
- Se recomienda integrar el modelo matemático con los sistemas de control de una refinería para la obtención de un mayor número de datos de las variables críticas del proceso de desalado. Esto permitirá la automatización de la toma de decisiones en tiempo real, optimizando así el proceso de desalado de manera continua. La mejora en la precisión y eficacia del modelo matemático resultante contribuirá significativamente a la eficiencia operativa, reduciendo costos y mejorando la calidad del producto final.
- Además, es recomendable establecer un sistema de monitoreo continuo para validar y verificar el desempeño del modelo matemático, asegurando que sigue proporcionando resultados precisos y beneficiosos. Este sistema de monitoreo permitirá identificar y corregir cualquier desviación o anomalía en el modelo, garantizando su confiabilidad y efectividad a largo plazo.

- Explorar la incorporación de técnicas de inteligencia artificial y aprendizaje automático para mejorar la precisión del modelo y la capacidad de predecir y responder a cambios en el proceso de desalado.
- Fomentar la colaboración entre ingenieros, matemáticos, científicos de datos y otros expertos para garantizar un enfoque integral y multidisciplinario en la mejora continua del modelo matemático y del proceso de desalado del petróleo en una refinería.
- Establecer colaboraciones con universidades y centros de investigación para acceder a conocimientos avanzados y tecnología de punta en el desarrollo y optimización del modelo.
- Se propone realizar un análisis detallado de la viabilidad económica a largo plazo del modelo matemático, considerando los costos de implementación, mantenimiento y los beneficios económicos esperados.

Referencias bibliográficas

- Abdel-Aal, H., Aggour, M. y Fahim, M. (2003). *Petroleum and gas field processing*. Marcel Dekker.https://portal.tpu.ru/SHARED/b/BELINSKAYA/UchWork/PPAYAmaster/abdelaal_h_k_aggour_m_fahim_m_a_petroleum_and_gas_field_.pdf
- Abdel-Aal, H., Zohdy, K. y Abdelkreem, M. (2018). Waste management in crude oil processing: Crude oil dehydration and desalting. *International Journal of Waste Resources*, 8(1), 1 – 4. DOI: [10.4172/2252-5211.1000326](https://doi.org/10.4172/2252-5211.1000326)
- Abdelsalam, Y. (2013). *Electrostatic & mechanical desalting*. [Tesis de pregrado, Universidad de Suez]. Repositorio institucional Universidad de Suez.[https://www.academia.edu/4951253/Suez_University_Faculty_Of_Petroleum_and_Mining_Engineering_Refining_and_Petrochemicals_Department ELECTROSTATIC and MECHANICAL DESALTING Supervised By Refining and Petrochemicals 4 th Year](https://www.academia.edu/4951253/Suez_University_Faculty_Of_Petroleum_and_Mining_Engineering_Refining_and_Petrochemicals_Department_ELECTROSTATIC_and_MECHANICAL_DESALTING_Supervised_By_Refining_and_Petrochemicals_4_th_Year).
- Abdul – Wahab, S, Elkamel, A, Madhuranthakam, C y Al-Otaibi, M. (2006). Building interentialestimators for modeling product quality in a crude oil desalting and dehydration process. *Chemical Engineering Process*, 45, 568 – 577. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2006.01.004>
- Abed, S., Abdurahman, N., Yunus R., Abdulbari, H. y Akbari, S. (2019). Oil emulsions and the different recent demulsification techniques in the petroleum industry. *A review. 1st ProSES Symposium 2019*, 1, 1 – 13. [doi:10.1088/1757-899X/702/1/012060](https://doi.org/10.1088/1757-899X/702/1/012060)
- Adamski, R., Kini, G. y Shankar, S. (2016). *Processes for desalting crude oil under dynamic flow conditions*. World intellectual property organization. International publication number WO

2016/057360

A1,

April

14th

2016.

<https://patentimages.storage.googleapis.com/8b/5b/66/be1abe65c331e4/WO2016057360A1.pdf>

ADMA-OPCO. (2000). *On - site training course. Process Module - D 14: Crude oil dehydration & desalting*. Gap elimination program. <https://toaz.info/doc-view-3>

Ahmed, S. (2004). *Control strategy of a crude oil desalting unit*. [Tesis de maestría, University of Khartoum]. Repositorio institucional Universidad de Khartoum. <https://core.ac.uk/download/pdf/71675481.pdf>

Alfa Laval Company. (1998). *Crude oil desalting*. A manual book for crude oil desalting dehydration process. <https://www.alfalaval.com/globalassets/documents/industries/energy/crude-oil-refinery/application-leaflets/crude-oil-desalting-crude-oil-refinery.pdf>

Al-Otaibi, M. (2004). *Modelling and optimising of crude oil desalting process* [Tesis de doctorado, Loughborough University]. Repositorio institucional Loughborough University. https://repository.lboro.ac.uk/articles/thesis/Modelling_and_optimising_of_crude_oil_desalting_process/9238217/1

Anderson, K. y Hussain, A. (2014). *A process of desalting crude oil*. *World intellectual property organization*. International publication number WO 2015/016425 A1, January 30th 2014. <https://patentimages.storage.googleapis.com/c6/75/ea/f8184d603699f6/WO2014016425A1.pdf>

Aryafard, E., Farsi, M. y Rahimpour, M. (2015). *Modeling and simulation of crude oil desalting in an industrial plant considering mixing valve and electrostatic drum*. *Chemical Engineering Process: Process Intensif*, 95, 383 – 389. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2015.06.011>

- Aryafard, E., Farsi, M., Rahimpour, M. y Raeissi, S. (2016). *Modeling electrostatic separation for dehydration and desalination of crude oil in an industrial two - stage desalting plant*. Journal of Taiwan Institute of Chemical Engineering, 58, 141 – 147. <https://doi.org/10.1016/j.jtice.2015.06.028>
- Bagdasarian, A., Feather, A., Hull, B., Stephenson, R. y Strong, R. (2010). *Crude Unit Corrosion and Corrosion Control*. General Electric Company. 1 – 14. <https://www.osti.gov/biblio/271984>
- Bagheri, H., Ghader, S. y Hosseinpour, F. (2020). Application of electric mixing method to increase industrial crude oil dehydration efficiency. *Journal of Chemical and Petroleum engineering*, 55(1), 99 - 115. DOI: [10.22059/jchpe.2020.255987.1229](https://doi.org/10.22059/jchpe.2020.255987.1229)
- Bai, Z. y Wang, H. (2007). Crude oil desalting using hydrocyclones. *Chemical Engineering Research and Design*, 85(A12), 1586 – 1590. [https://doi.org/10.1016/S0263-8762\(07\)73203-3](https://doi.org/10.1016/S0263-8762(07)73203-3)
- Bansal, H. y Ameensayal. (2014). CFD analysis of horizontal electrostatic desalter influence of header obstruction plate design on crude - water separation. *In proceedings of the international conference on research in electrical, electronics & mechanical engineering*, Dehradun, India, 26 April 2014. https://www.digitalxplore.org/up_proc/pdf/51-13951413061-6.pdf
- Barthe, P, Chaugny, M., Roundier, S. y Delgado, L. (2015). *Best available techniques (BAT) Reference document for the refining of mineral oil and gas*. JRC Science and policy reports. Report. EUR 27140 EN. https://eippcb.jrc.ec.europa.eu/sites/default/files/2019-11/REF_BREF_2015.pdf

- Bratakh, M., Toporov, V. y Varavina, O. (2015). *Crude oil processing*. Kharkiv Polytechnical Institute National Technical University. <https://web.kpi.kharkov.ua/dngik/wp-content/uploads/sites/65/2019/11/KNIGA-Oil-TM.pdf>
- Bresciani, A., Alves, R. y Nascimento, C. (2010). Coalescence of water droplets in crude oil emulsions: Analytical solution. *Chemical Engineering Technology*, 33, 237 – 243. DOI:10.1002/ceat.200900234
- Chugunova, M. (2013). Refinación de petróleo como un aspecto de la economía de México. *Universidad Federal de Siberia*. 1,1-3. <file:///C:/Users/Admin/Downloads/s014-001.pdf>
- Collins, T y Barletta, T. (2011). Desalting heavy Canadian crude. *International Petroleum Refining*, 1, 23 – 26. <https://static1.squarespace.com/static/5c92ba8e01232c369bea6695/t/5d9f77173c54f020a71d43e8/1570731814970/Desalting+heavy+canadian+crudes.pdf>
- Cortés, A. (2014). *Proceso de refino del petróleo para la obtención de combustibles marinos*. [Tesis de pregrado, Universidad Politécnica de Cataluña]. Repositorio institucional Universidad Politécnica de Cataluña. <http://hdl.handle.net/2099.1/21742>
- Dantas, T. y Moura, E. (2001), Microemulsion systems applied to break down petroleum emulsions. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 32, 145–149. [https://doi.org/10.1016/S0920-4105\(01\)00156-5](https://doi.org/10.1016/S0920-4105(01)00156-5)
- Delmoral, M. (2018). *Deshidratación y desalación del crudo*. Instituto Universitario Politécnico Santiago Mariño Extensión Col – Sede Cabimas, Venezuela.

Doshi y Viren (2013). Heavy oil processing impacts refinery and effluent treatment operations.

New technologies and alternative feedstocks in petrochemistry and refining, 1,73-80.

<https://www.osti.gov/etdeweb/servlets/purl/22176036/>

Elkamel, A., Al-Sahhaf, T. y Ahmed, A. (2003). Experimental investigation of crude oil desalting and dehydration. *Chemical Engineering Communications*, 190, 65 – 82.

<https://doi.org/10.1080/00986440302094>

Egloff, G., Nelson, E. y Wirth, C. (1937). *Desalting crude oils*. Oklahoma City Meeting.

<https://watermark.silverchair.com/spe-938048->

[g.pdf?token=AQECAHi208BE49Ooan9kkhW_Ercy7Dm3ZL_9Cf3qfKAc485ysgAAAzMw](https://watermark.silverchair.com/spe-938048-g.pdf?token=AQECAHi208BE49Ooan9kkhW_Ercy7Dm3ZL_9Cf3qfKAc485ysgAAAzMw)

[ggMvBgkqhkiG9w0BBwagggMgMIIDHAIBADCCAxUGCSqGSib3DQEHATAeBglghkgB](https://watermark.silverchair.com/spe-938048-g.pdf?token=AQECAHi208BE49Ooan9kkhW_Ercy7Dm3ZL_9Cf3qfKAc485ysgAAAzMw)

[ZQMEAS4wEQQMFXFIZJtwR56B_qfBAgEQgIIC5o-](https://watermark.silverchair.com/spe-938048-g.pdf?token=AQECAHi208BE49Ooan9kkhW_Ercy7Dm3ZL_9Cf3qfKAc485ysgAAAzMw)

[_uKCV83WYvqT02mzv6I2V2zohxNzww6u7xindHudNVENCt2SBFAEvG78lrXyo8q88](https://watermark.silverchair.com/spe-938048-g.pdf?token=AQECAHi208BE49Ooan9kkhW_Ercy7Dm3ZL_9Cf3qfKAc485ysgAAAzMw)

[eWNIcMISaEfWRFshU2CewYpO6XefanvNadykxuM1yY4iR83ut_c6Ak-](https://watermark.silverchair.com/spe-938048-g.pdf?token=AQECAHi208BE49Ooan9kkhW_Ercy7Dm3ZL_9Cf3qfKAc485ysgAAAzMw)

[SMz50BS_RYQynt2V1DXJf7cp9HEDHWF6ep7x34Hsk2PMWs0w5dLNRrVdhLXu9x3xx](https://watermark.silverchair.com/spe-938048-g.pdf?token=AQECAHi208BE49Ooan9kkhW_Ercy7Dm3ZL_9Cf3qfKAc485ysgAAAzMw)

[TIOuPZw14p9FWVEunfYCCRYll4g-DWjBzDOD3BY14Blg-](https://watermark.silverchair.com/spe-938048-g.pdf?token=AQECAHi208BE49Ooan9kkhW_Ercy7Dm3ZL_9Cf3qfKAc485ysgAAAzMw)

[Bz1JLG4_Wm02h3DEdf7Vgn6cntSa-2i4IORpxh-](https://watermark.silverchair.com/spe-938048-g.pdf?token=AQECAHi208BE49Ooan9kkhW_Ercy7Dm3ZL_9Cf3qfKAc485ysgAAAzMw)

[oBkxJcemDv2TMQuKT4qq1dE2MCTIP7trWNdCaxr5Qo_s4NO8gf2LNAgMqCUxgyRC0](https://watermark.silverchair.com/spe-938048-g.pdf?token=AQECAHi208BE49Ooan9kkhW_Ercy7Dm3ZL_9Cf3qfKAc485ysgAAAzMw)

[wUKpr40EvEFBtaJgXv8anVe4MCVD_bbNHbz5ypk5uwq_oySg6JnKjJHmn4CXTjr4R9K](https://watermark.silverchair.com/spe-938048-g.pdf?token=AQECAHi208BE49Ooan9kkhW_Ercy7Dm3ZL_9Cf3qfKAc485ysgAAAzMw)

[CPILX6gSUI5OHnZxHpQkhTkOAeiOmK2yiDfn2HfwBcfLSQQj3O8aDrgkXebyk5odOUN](https://watermark.silverchair.com/spe-938048-g.pdf?token=AQECAHi208BE49Ooan9kkhW_Ercy7Dm3ZL_9Cf3qfKAc485ysgAAAzMw)

[XgJUOf7yuYdTZAs46FmSzKmgYER12W2wGe91dr2_4Xc89T6DV9IALbJQH4IGoRzM](https://watermark.silverchair.com/spe-938048-g.pdf?token=AQECAHi208BE49Ooan9kkhW_Ercy7Dm3ZL_9Cf3qfKAc485ysgAAAzMw)

[oHLAGY8AcTKZTRCYWwYdtvBq7_1KORVSDIG2kLm_nd0ENc3HLQ5sAN8cWtprCIM](https://watermark.silverchair.com/spe-938048-g.pdf?token=AQECAHi208BE49Ooan9kkhW_Ercy7Dm3ZL_9Cf3qfKAc485ysgAAAzMw)

[DbiQ80Af9OwEYHQQdN9elahU9-5MdG3sztN7r3-](https://watermark.silverchair.com/spe-938048-g.pdf?token=AQECAHi208BE49Ooan9kkhW_Ercy7Dm3ZL_9Cf3qfKAc485ysgAAAzMw)

[JEygg3TRvL4OTn6Q8PZcdAhwk1OHnxUKVTyE9K0KshMoBtFvRmZeH3KyEspbTxF01](https://watermark.silverchair.com/spe-938048-g.pdf?token=AQECAHi208BE49Ooan9kkhW_Ercy7Dm3ZL_9Cf3qfKAc485ysgAAAzMw)

[kY6lvnu2tLT5bczxIFgpmcFCQnxQ5jnCA5tt6epe0Z-fE-](https://watermark.silverchair.com/spe-938048-g.pdf?token=AQECAHi208BE49Ooan9kkhW_Ercy7Dm3ZL_9Cf3qfKAc485ysgAAAzMw)

8PUaUMY1fgm7IP06RbcqA4zAjqcdGfeQCdBO_UB-feh9b2ZRs-

PlikFNtzMZJfetJq6gpA8sMfEolHg3icgR9R0bTjSPihBovQRJPLf_KYR3LnwLyD-

SVZz0LdwI5KYGGzDGlga5zZveaMbEU8cqZ0ceGvmREFOgjbDPTCENfUczhvHFtq9Q

MRZquz0smBPa1EjX_HVcUSWa_mYAUMI6LaKCmyAatxdyDsdPGNDkAZwloGEg

Endress + Hauser. (2017). Radiometric solutions whitepaper –Technologies for desalters. People for process automation.
<https://portal.endress.com/dla/5001102/6185/000/00/WP01068F00EN0117.pdf>

Barthe, P., Chaugny, M., Roudier, S., y Delgado Sancho, L. (2015). Best available techniques (bat) reference document for the refining of mineral oil and gas. *Institute for prospective technological studies*,1, 1-754.[DOI: 10.2791/010758](https://doi.org/10.2791/010758)

Flowserve. (2019). *Application solutions guide: refinery process*. Global Refinery Landscape
<https://www.scribd.com/document/468109012/fls-1013-asg-eaq-pdf>

Forero, J., Duque J., Díaz, J., Nuñez, A., Guarín, F. & Carvajal, F. (2001). New contact system in crude oil desalting process. *Ciencia, Tecnología y Futuro*, 2(2), 81 – 91.
<https://doi.org/10.29047/01225383.552>

Gary, J. & Handwerk, G., Kaiser. M (2001). *Petroleum refining, technology and economics*. Taylor & Francis group.
https://books.google.com.pe/books/about/Petroleum_Refining.html?id=ocbLBQAAQBAJ&redir_esc=y

Garea, A. (2014). *Refino Petroquímico, Bloque II Procesos de separación en refinería*. Universidad de Cantabria.
https://ocw.unican.es/pluginfile.php/2366/course/section/2346/bloque_II.pdf

- Gómez, F. (2004). *Manual básico de corrosión para ingenieros*. Universidad de Murcia. https://books.google.com.ec/books?id=B6tV_j4ofmQC&printsec=copyright&hl=es#v=onepage&q&f=false
- González, J. (2005). *Obtención, recepción, manejo y consumo de combustibles a bordo*. Universidad Austral de Chile, Chile. <https://www.scribd.com/document/412083207/Obtencion-Recepcion-Manejo-y-Consumo-de-Combustibles-a-Bordo>
- G.P.A. Estudios y Servicios Petroleros S.R.L. (2009). *Tratamiento de crudos: necesidad, recursos y últimos avances*. G.P.A. Estudios y Servicios Petroleros S.R.L, 1, 1-13. <https://oilproduction.net/produccion/procesos-de-produccion/procesos-2/item/483-tratamientos-de-crudo-necesidad-recursos-y-ultimos-avances>
- Gutiérrez, R., Rey, J. y Zambrano, A. (2013). *Facilidades de superficie: Desalado*. Universidad Industrial de Santander. <https://www.slideshare.net/slideshow/facilidades-de-superficie/32070232>
- Hammond, S. (2015). Application note desalter wash water & effluent. *Barben Analytical*, 1, 1-2. https://www.barbenanalytical.com/-/media/ametekbarbenanalytical/downloads/application_notes/desalter_an_reva.pdf?la=en&revision=d1d3e5f9-f3fa-4f23-8c05-e934a3726522.
- Hart, P. (2005). *Method of breaking reverse emulsions in a crude oil desalting system*. (Canadá, N° 2126889). Canadian Intellectual Property Office. <https://patents.google.com/patent/CA2126889C/en>

- Hasan, H., Nooruldeen, A., Ahmed, H. & Jaafer, M. (2020). Experimental study of desalting crude oil. *Periodicals of Engineering and Natural Sciences*, 8(2), 727 - 735.
https://www.researchgate.net/publication/341273803_Experimental_study_of_desalting_crude_oil
- Hosseinpour, F, Ghader, S, Rahimpour, M y Bagheri, H. (2018). Modification of an industrial crude oil desalting unit by electric mixing to improve the dehydration efficiency. *Journal of Chemical Technology and Metallurgy*, 54 (1), 124 – 134.
https://journal.uctm.edu/node/j2019-1/14_17_220_p_124_134.pdf
- Huiracocha, J. (2015). *Optimización del tratamiento anticorrosivo en la cima de la torre de destilación atmosférica de diesel 2*. [Tesis de pregrado, Escuela Superior Politécnica del litoral], Repositorio institucional ESPOL
<https://www.dspace.espol.edu.ec/handle/123456789/38260?mode=full>
- Humooudi, A., Hamoudi, M y Maruf Ali, B. (2017). Corrosion mitigation in crude oil process by implementation of desalting unit in Erbil refinery. *American Scientific Research Journal for Engineering, Technology and Sciences*, 36, 224 – 227.
https://www.researchgate.net/publication/327281187_Corrosion_Mitigation_in_Crude_Oil_Process_by_Implementation_of_Desalting_Unit_in_Erbil_Refinery
- Hussain, A. y Basar, J. (2021). Continuous desalting concept on ionic liquid - mediated de – acidification process of crude oil: A pilot study. *IOP Conference Series: Materials Science and Engineering*, 1 – 12. DOI:10.1088/1757-899X/1195/1/012013
- Ilkhaani, S. (2009). *Modeling and optimization of crude oil desalting*. [Tesis de maestría, University of Waterloo]. Repositorio Institucional de Waterloo.
<http://hdl.handle.net/10012/4215>

- Instituto Argentino del Petróleo y Gas. (2011). *Aspectos técnicos, estratégicos y económicos de la refinación de petróleo*. Instituto Argentino de Petróleo y del Gas.
<https://bdu3.siu.edu.ar/bdu/Record/B-31-INGC-MON-019980/Similar>
- Iranian Ministry of Petroleum (1995). Engineering Standard for Process Design of Crude Oil Electrostatic Desalters. July 1995.
- Ishiyama, E., Heins, A., Paterson, W., Spinelli, L. y Wilson, D. (2010). Scheduling cleaning in a crude oil preheat train subject to fouling: Incorporating desalter control. *Applied Thermal Engineering*, 30(13), 1852 - 1862. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2010.04.027>
- Katona, R., Lócskai, R., Bátor, G. Krójer, A. y Kovács, T. (2019). Analysis of crude oil in terms of fouling and corrosion. *Hungarian Journal of Industry and Chemistry*, 47 (2), 11 – 15. DOI: <https://doi.org/10.33927/hjic-2019-15>
- Kaur, H. (2009). Kinetics and inhibition of chloride hydrolysis in canadian bitumens. *Petroleum Science and Technology*, 1, 993 - 1003 <https://doi.org/10.1080/10916466.2010.497787>
- Keshavarz, H. y Esfandiari, N. (2017). Crude oil desalting by using nanocarbons. *Journal of Chemical and Petroleum Engineering*, 51 (1), 47 – 53. DOI: [10.22059/JCHPE.2017.62165](https://doi.org/10.22059/JCHPE.2017.62165)
- Khalaf, A. y Rajab, M. (2019). Crude oil desalting using multi-surfactant based on a best dosage, solvent and mixing ratio. *Tikrit Journal of Engineering Sciences*, 26, 23 – 27. DOI: <https://doi.org/10.25130/tjes.26.2.04>
- Kiani, H, Moradi, S., Soulgani, B y Mousavian, S. (2013). Study of a crude oil desalting plant of the national Iranian south oil company in Gachsaran by using artificial neural networks. *International Journal of Environmental and Ecological Engineering*, 7 (12), 1015 – 1018. DOI: [10.5281/zenodo.2655655](https://doi.org/10.5281/zenodo.2655655)

- Kim, S, Usheva, N, Moyzes, O, Kuzmenko, E, Samborskaya, M y Novoseltseva, E. (2014). Modelling of dewatering and desalting process for large – capacity oil treatment technology. *XV International scientific conference “Chemistry and chemical engineering in XXI century” dedicated to Professor L.P. Kulyov. Procedia chemistry*, 10(1), 448 – 453. <https://doi.org/10.1016/j.proche.2014.10.075>
- KLM Technology Group. (2011). Process design of crude oil electrostatic desalters (Project standards and specifications). *KLM Technology group*, 1, 1-12. https://www.klmtechgroup.com/PDF/ess/PROJECT_STANDARDS_AND_SPECIFICATIONS_crude_desalter_systems_rev01.pdf
- KLM Technology Group. (2014). *Practical engineering guidelines for processing plant solutions: Crude unit desalter system selection, design and troubleshooting*. Engineering Solutions. <https://www.klmtechgroup.com/PDF/EDG-REF/ENGINEERING-DESIGN-GUIDELINES-crude-unit-desalter-system-Rev1.2web.pdf>
- Liu, G., Xu, X. y Gao, J. (2003). Study on the compatibility of high – paraffin crude oil with electric desalting demulsifiers. *Energy & fuels*, 17(3), 625 - 630. <https://doi.org/10.1021/ef020166g>
- Liu, G., Xu, X. y Gao, J. (2004). Study on the deferrization and desalting for crude oils. *Energy & fuels*, 18, 918 – 923. <https://doi.org/10.1021/ef030127k>
- Liu, Y. (2013). Separation of water in heavy oil emulsions using porous particles in coalescence column. *Separation and Purification Technology*, 166, 148 - 156. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2016.04.004>
- López, A., Vásquez, A., Andrade, L. y Vásquez A. (2012). Secado y desalado de emulsiones de petróleo mediante microondas. *Ingenierías (Nuevo León)*, 54, 1 - 7.

<https://biblat.unam.mx/es/revista/ingenierias-nuevo-leon/articulo/secado-y-desalado-de-emulsiones-de-petroleo-mediante-microondas>

Magomedov, R, Popova, A, Maryutina, T, Kadiev, K. y Khadzhiev, S. (2015). Current status and prospects and demetallization of heavy petroleum feedstock (Review). *Petroleum Chemistry*, 55(6), 421 – 441. DOI: [10.1134/S0965544115060092](https://doi.org/10.1134/S0965544115060092)

Mahdi, K., Gheshlaghi, R., Zahedi, G. y Lohi, A. (2008). Characterization and modeling of a crude oil desalting plant by statistically designed approach. *Journal of Petroleum Science Engineering*, 61, 116 – 123. <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2008.05.006>

Manalastas, E., Ramesh, F., David, L, Guido, A., Ramesh, M. y Cornelius, W. (2001). *Crude oil desalting method* (United States Patent., Pantent N° US 6,228,239 B1). Exxon Research and Engineering Company. <https://patentimages.storage.googleapis.com/c5/48/18/e3604a8d1b4397/US6228239.pdf>

Mandal, K. (2005). Improve desalter control. *Hydrocarbon Processing*, 84 (4), 77. <https://www.semanticscholar.org/paper/Improve-desalter-control-Mandal/0067a2b64998d480f4ca3ec5cf0a962331ea1d90>

Marfisi, S. y Salager, J. (2004). *Deshidratación de crudo: Principios y tecnología*. Universidad de los Andes. https://es.firp-ula.org/wp-content/uploads/2019/07/S853PP_Deshidratacion.pdf

Martell, J. (2011). *Evaluación de tecnologías a escala de laboratorio para la desalación de crudos diluidos (16°API) de la Faja Petrolífera del Orinoco* [Tesis de grado, Universidad de Oriente Núcleo Anzoátegui]. Repositorio institucional UDO Anzoátegui <https://www.semanticscholar.org/paper/EVALUACI%C3%93N-DE->

TECNOLOG%3%8DAS%2C-A-ESCALA-DE-LABORATORIO%2C-Martell-Jennifer/bcfc6c1ca9493122907bd7af1631d274d718c7b5

Martínez, J. (2009). *Deshidratación de crudo pesado en la terminal marítima Dos Bocas* [Tesis de pregrado, Universidad Nacional Autónoma de México]. Repositorio institucional UNAM. https://repositorio.unam.mx/contenidos/deshidratacion-de-crudo-pesado-en-la-terminal-maritima-dos-bocas-3471026?c=n93GpJ&d=false&q=*&i=1&v=1&t=search_1&as=0

Martínez, J. (2012). *Proceso para la selección de alternativas de deshidratación de aceite del Complejo Cantarell* [Tesis de pregrado, Universidad Nacional Autónoma de México]. Repositorio institucional UNAM. https://repositorio.unam.mx/contenidos/proceso-para-la-seleccion-de-alternativas-de-deshidratacion-de-aceite-del-complejo-cantarell-408908?c=4vwj9B&d=true&q=*&i=2&v=1&t=search_0&as=0

Mason, B., Lordo, S., Braden, M. y Hubbard, J. (2019). *Method for monitoring and controlling desalting in a crude distillation unit*. (European patent specification. Patent N° 13871555.2). Ecolab USA Inc. <https://data.epo.org/publication-server/rest/v1.0/publication-dates/20190227/patents/EP2945999NWB1/document.pdf>

Mason, B., Lordo, S., Braden, M. y Hubbard, J. (2019). *Method for monitoring and controlling desalting in a crude distillation unit*. (European patent specification. Patent N° 19158586.8). Ecolab USA Inc. <https://data.epo.org/publication-server/rest/v1.0/publication-dates/20190703/patents/EP3505601NWA1/document.pdf>

Mc Daniels, J. y Olowu, W. (2016). Removing contaminants from crude oil: Natural and introduced contaminants limit crude desalting effectiveness, increasing fouling and corrosión risk.

http://www.eptq.com/articles/q1athlon_11012016120057.pdf

Mendoza, M. (2019). *Sistema de deshidratación y desalado de aceite crudo en un centro de proceso marino*. [Tesis de pregrado, Universidad Nacional Autónoma de México]

Repositorio

institucional

UNAM.

https://repositorio.unam.mx/contenidos?c=r6A0jD&d=false&q=*&i=3&v=1&t=search_0&as=2

Mohammadi, F., Mohammadi, M. y Nonahal, B. (2019). A comprehensive electrical model for the electrostatic desalting process crude oil. *Petroleum and coal*, 61(4), 738 – 748.

https://www.vurup.sk/wp-content/uploads/2019/06/PC_x_2018_Mohammadi-97_rev1.pdf

Mohammed, Q. (2017). Determination of salt content in crude oil, turbine oil and some refinery products volumetrically. *Journal of Chemical and Pharmaceutical Sciences*, 10(1), 34 –

37. <https://ipindexing.com/journal-article-file/699/determination-of-salt-content-in-crude-oil-turbine-oil-and-some-refinery-products-volumetrically>

Morales C. (2019). *Optimización y síntesis de un sistema de distribución de hidrógeno en una refinería* [Tesis de maestría, Universidad Autónoma Metropolitana Azcapotzalco].

Repositorio

institucional

UAM

Azcapotzalco

http://zaloamati.azc.uam.mx/bitstream/handle/11191/6117/Optimizacion_y_sintesis_de_un_sistema_Morales%20Reyes_C_M_2019.pdf?sequence=1

Mouris, A. y Clarke, K. (2020). Real – time crude and desalter monitoring. *Petroleum Technology Quarterly*, 3, 49 – 52. https://hobre.com/app/uploads/2020/07/2020-ptq-q3v2_.pdf

Naeger, D. y Perugini, J. (1991). *Crude oil desalting process* (United States Patent., Patent Number: 4,992,210). Betz Laboratories, Inc., Trevose, Pa.

<https://patentimages.storage.googleapis.com/f4/98/f8/3dad02390dd697/US4992210.pdf>

- Naeger, D. y Perugini, J. (1992). *Crude oil desalting process* (United States Patent., Patent Number: 5,114,566). Betz Laboratories, Inc., Trevose, Pa. <https://patentimages.storage.googleapis.com/2e/1d/a9/fb39ef5b1339ee/US5114566.pdf>
- Nasehi, S., Sarraf, M., Ilkhani, A., Mohammadmirzaie, M. y Fazaelipoor, M. (2018). Study of crude oil desalting process in refinery. *Journal of Biochemical Technology*, 9(2), 29 – 33. https://jbiochemtech.com/storage/models/article/3SWt6riIVhczHGfuNtwHqVRQndU3Nm_dRBqQSx266JkdVe6zBVPzZgiZDnlzv/study-of-crude-oil-desalting-process-in-refinery.pdf
- Neisi, N. y Banooni, S. (2011). Effect of mixing in dilution water consumption in a crude oil desalting plant. *3rd International conference on chemical, biological and environmental engineering*, 20(1), 109 – 113. <https://es.scribd.com/document/235182909/Desalting-Efficiency>
- OPEP. (2024). *Precio del petróleo OPEP por barril*. Datosmacro. <https://datosmacro.expansion.com/materias-primas/opec?anio=2023>
- Ortega, N. (2011). *Análisis de fallas en desaladoras electrostáticas y soluciones* [Tesis de pregrado, Instituto Politécnico Nacional]. Repositorio institucional IPN. <https://docplayer.es/139689951-Analisis-de-fallas-en-desaladoras-electrostaticas-y-soluciones.html>
- Osinergrmin. (2024). *Precios de referencia de combustibles*. <https://www.osinergrmin.gob.pe/seccion/institucional/Paginas/VisorPreciosReferencia.aspx?Codigo=2023>
- Pak, A. y Mohammadi, T. (2008). Wastewater treatment of desalting units. *Desalination*, 222(1-3), 249 – 254. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2007.01.166>

- Pereira, J., Velásquez, I., Blanco, R., Sánchez, M., Pernalet, C. y Canelón C. (2015). Crude oil desalting process. *Intech Open*, 1, 67 - 84 [doi: 10.5772/61274](https://doi.org/10.5772/61274)
- Pérez, A. (2013). *Evaluación de la operatividad de la unidad de desalación del mejorador de crudo extrapesado de PDVSA-Petromonagas*. [Tesis de pregrado, Universidad Central de Venezuela]. Repositorio institucional UCV <http://hdl.handle.net/10872/5345>
- Pérez, B. y Garfias, F. (2002). Deshidratación del crudo Maya mediante un campo eléctrico de corriente continua. *Journal of the Mexican Chemical Society*, 46(3), 227 – 234. <https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=47546309>
- Petroperu. (2024). *Lista de precios en nuestras plantas* <https://www.petroperu.com.pe/productos/lista-de-precios-en-nuestras-plantas/>
- Petroperu. (2024). Refinería Iquitos – Unidades Operativas. <https://www.petroperu.com.pe/proyectos-y-unidades-operativas/unidades-operativas/refineria-iquitos/>
- Priya, S. y Ashish, B. (2017). Problems occurring in the desalter plant of crude oil and its solution. *Journal of Engineering Technologies and Innovative Research*, 4 (7), 64 – 69. <https://www.jetir.org/papers/JETIR1707012.pdf>
- Pruneda, E., Borrel, E., y Garfias, F. (2005). Optimum temperature in the electrostatic desalting of Maya crude oil. *Journal of the Mexican chemical society*, 49(1), 14 – 19. DOI:[10.29356/jmcs.v49i1.1315](https://doi.org/10.29356/jmcs.v49i1.1315)
- Rámirez – Argaez, M., Abreú – López, D., Gracia – Fadrique, J. y Dutta, A. (2021). Numerical study of electrostatic desalting process based on droplet collision time. *Processes* 2021, 9, 1 – 19. <https://doi.org/10.3390/pr9071226>

- Rosemount. (2009). Improves reliability of desalter interface measurement while reducing maintenance with the use of guide wave radar. *Emerson Process Management*, 1, 1 – 6.
<https://www.emerson.com/documents/automation/technical-note-guided-wave-radar-improves-reliability-of-desalter-interface-measurement-while-reducing-maintenance-costs-rosemount-en-76660.pdf>
- Sams, G. y Mandewalkar, P. (2013). *Petroleum desalting utilizing voltage modulation*. (Estados Unidos N° US 2013/0126357 A1). Cameron Solutions INC
<https://patentimages.storage.googleapis.com/8e/0e/bf/74490dcac69115/US20130126357A1.pdf>
- Sanabria, J. y Cifuentes, I. (2010). *Análisis y diseño de las facilidades de superficie para manejo de crudos pesados y bituminosos (Campo Rubiales)* [Tesis de pregrado, Universidad Industrial de Santander]. Repositorio institucional UIS
<https://www.semanticscholar.org/paper/ANALISIS-Y-DISENO-DE-LAS-FACILIDADES-DE-SUPERFICIE-Patino-Berm%C3%BAdez/06b50218481c23a19c147ec3f570d1c61ea8445b#citing-papers>
- Saudi Aramco Desktop Standards. (2016). “*Crude oil desalting*”. Engineering encyclopedia.
<https://es.scribd.com/document/329707567/Crude-Oil-Desalting>
- Segeevna, B. (2015). Professional Course in English: Fundamentals of petroleum refining: Unit 5. Crude oil desalting. *Tomsk Polytechnic University*, 1, 1 – 30.
https://portal.tpu.ru/SHARED/b/BELINSKAYA/UchWork/PPAYAmaster/Unit4_PhysicalPropertyCharacterizationData_Lecture.pdf

- Sellami, M., Naam, R. y Temmar, M. (2016). Optimization of operating parameters of oil desalting in the southern treatment unit (HMD/Algeria). *Journal of Petroleum & Environmental Biotechnology*, 7(2), 1 – 6. DOI: [10.4172/2157-7463.1000271](https://doi.org/10.4172/2157-7463.1000271)
- Shah, R. y Przyborowski, A. (2021). *What does salt do to crude oil?* Koehler instrument company. <https://www.petro-online.com/news/analytical-instrumentation/11/breaking-news/what-does-salt-do-to-crude-oil/55659>
- Shishkova, I., Stratiev, D., Tavlieva, M., Dinkov, R., Yordanov, D., Sotirov, S., Sotirova, E., Atanassova, V., Rigbain, S., Atanassov, K., Stratiev, D., Todorova – Yankova, L. y Nenov, S. (2021). Evaluation of the different compatibility indices to model and predict oil colloidal stability and its relation to crude oil desalting. *Resources* 2021, 10(75), 1 – 20. <https://doi.org/10.3390/resources10080075>
- Silva, J. (2005). *Diseño conceptual de equipos para el tratamiento de crudo y aguas efluentes* [Tesis de maestría, Universidad de Zulia] Repositorio institucional LUZ. <https://www.yumpu.com/es/document/read/13666398/disenio-conceptual-de-equipos-para-el-tratamiento-de-crudos-y->
- Sotelo, C., Favela - Contreras, A., Ramírez – Mendoza, R., Beltrán - Carbajal, F, Cruz, E. y Sotelo, D. (2021). Rigorous dynamic simulation of a dehydration and desalting crude oil unit using Aspen Hysys. *International Journal of Simulation Modeling*, 20(2), 231 – 242. DOI:[10.2507/IJSIMM20-2-546](https://doi.org/10.2507/IJSIMM20-2-546)
- Sovetovich, O. y Ibraemovna, B. (2014). Technological basis desalting highly oils. *International Journal of Chemical Science*, 12 (4), 1337 – 1344. <https://www.tsijournals.com/articles/technological-basis-desalting-highly-oils.pdf>
- Speight, J., “*The chemistry and technology of petroleum*”. California: CRC Press, 2014.

- Tealdo, G. (2009). *Inyección de soda cáustica diluida en el crudo para el control de la corrosión en el sistema de tope de la unidad de destilación primaria de la refinería Conchán* [Tesis de pregrado, Universidad Nacional de Ingeniería]. Repositorio institucional UNI. <https://repositorio.uni.edu.pe/handle/20.500.14076/951>
- U.S. Environmental Protection Agency. (1996). *Study of selected petroleum refining residuals: Industry study – Part 1*. Office of solid waste. https://www.epa.gov/sites/default/files/2016-01/documents/study_selected_petroleum_refining_residuals.pdf
- Vafajoo, L, Ganjian, K y Fattahi, M. (2012). Influence of key parameters on crude oil desalting: An experimental and theoretical study. *Journal Petroleum Science Engineering*, 90, 107 – 111. <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2012.04.022>
- Valenzuela, D. y Dewan, A. (1999). Refinery crude column overhead corrosion control, amine neutralizer electrolyte thermodynamics, thermochemical properties and phase equilibrium. *Fluid Phase Equilibria*, 158 - 160, 829 - 834. [https://doi.org/10.1016/S0378-3812\(99\)00067-9](https://doi.org/10.1016/S0378-3812(99)00067-9)
- Verrier, J. y Rodríguez, N. (2007). *Recolección y tratamiento de petróleo y gas*. Centro Politécnico del Petróleo.
https://www.academia.edu/15533596/Base_Material_de_Estudio_Recolecci%C3%B3n_y_Tratamiento_de_Petr%C3%B3leo_y_Gas
- Williams, D. y Schoonenberg, W. (2020). *Improving desalter performance for opportunity crudes*. Berthold webinar. <https://www.berthold.com/en/process-control/watch-the-desalter-webinar/>

- XOS. (2015). *Discover how to manage chloride in the refinery crude unit*, https://www.xos.com/cms-portals/xos_com/cms/documents/pdf/Case-Studies/Discover-How-to-Manage-Chloride-in-the-Refinery-Crude-Unit-eBook.pdf.
- Xu, X., Yang, J., Jiang, Y. y Gao, J. (2006). Effects of process conditions on desalting and demetalization of crude oil. *Petroleum Science and Technology*, 24(11), 1307 – 1321. <https://doi.org/10.1081/LFT-200056651>
- Xu, X., Yang, J. y Gao, J. (2006). Effects of demulsifier structure on desalting efficiency of crude oils. *Petroleum Science Technology* 24, 673 – 688. <https://doi.org/10.1081/LFT-200041172>
- Yovera, M. (2014). *Tecnología del tratamiento de desalado de crudos*. [Tesis de pregrado, Universidad Nacional de Piura] Repositorio institucional UNP. https://alicia.concytec.gob.pe/vufind/Record/RUMP_6873caaba81be4b11108580feabedc17
- Yi, M., Huang, J. y Wang, L. (2017). Research on crude oil demulsification using the combined method of ultrasound and chemical demulsifier. *Journal of Chemistry*, 17, 1 – 7. <https://doi.org/10.1155/2017/9147926>

Anexos

Anexo 1: Curvas TBP de los crudos

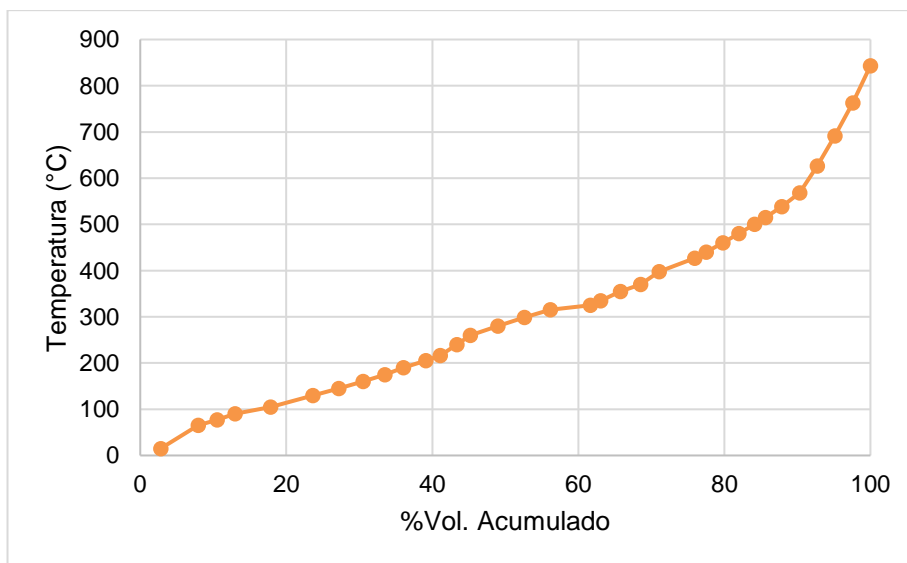
El crudo para el cual se ha preparado la simulación es una mezcla de 20% en volumen del crudo Oriente y 80% en volumen del crudo Bretaña. Como se ilustra en la Tabla 15, el crudo Oriente es un crudo ligero (38°API) y dulce del Ecuador y Bretaña es un crudo pesado (20.7°API) y amargo de la Selva Norte (Perú). Para mezclar los crudos en HYSYS, el ensayo para cada crudo debe prepararse por separado. Luego, los dos crudos se mezclan a través del Aspen HYSYS Oil Manager.

Crudo Oriente

Los datos del punto de ebullición verdadero (TBP) para la caracterización del crudo Oriente se ilustran en la Figura 20.

Figura 20

Caracterización de crudo Oriente – Ensayo de crudo – TBP vs. %Vol. Acumulado



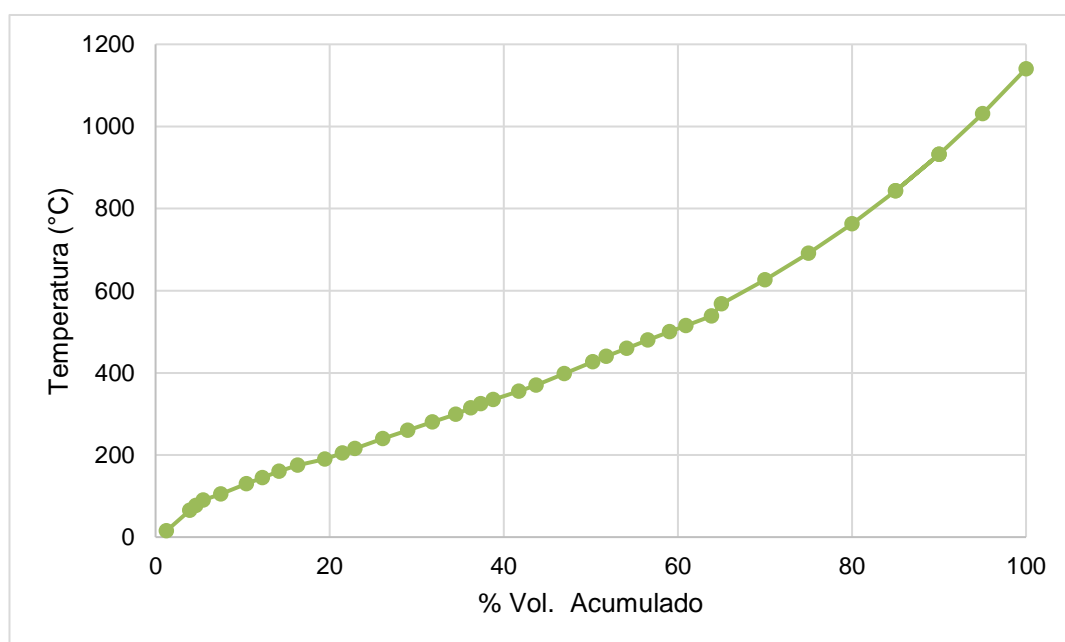
Nota: Elaboración propia

Crudo Bretaña

Los datos del punto de ebullición verdadero (TBP) para la caracterización del crudo Oriente se ilustran en la Figura 21.

Figura 21

Caracterización de crudo Bretaña – Ensayo de crudo – TBP vs. %Vol. Acumulado

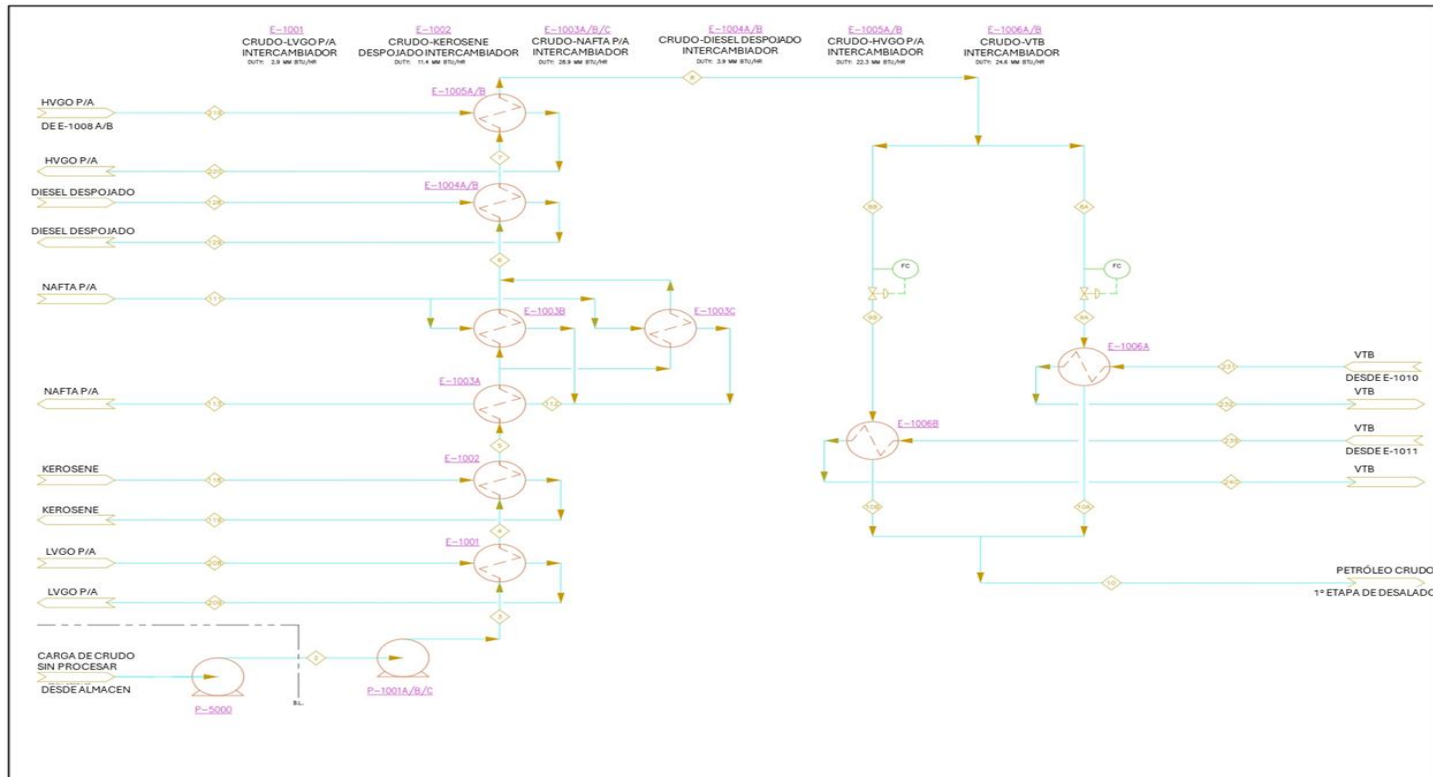


Nota: Elaboración propia

Anexo 2: Diagramas de flujo de procesos (PFD)

Figura 22

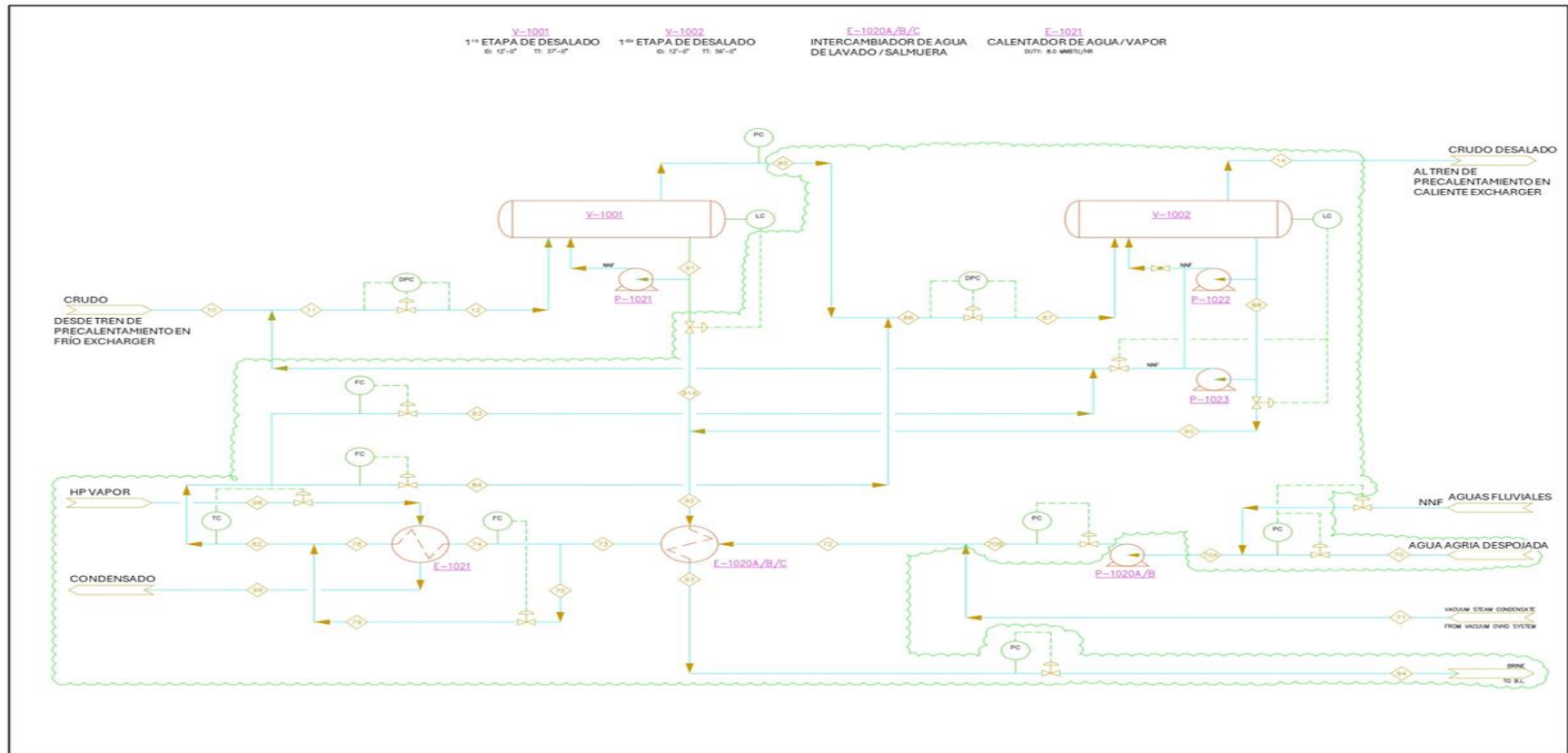
Tren de precalentamiento en frío para la unidad de destilación de crudo



Nota: Elaboración propia

Figura 23

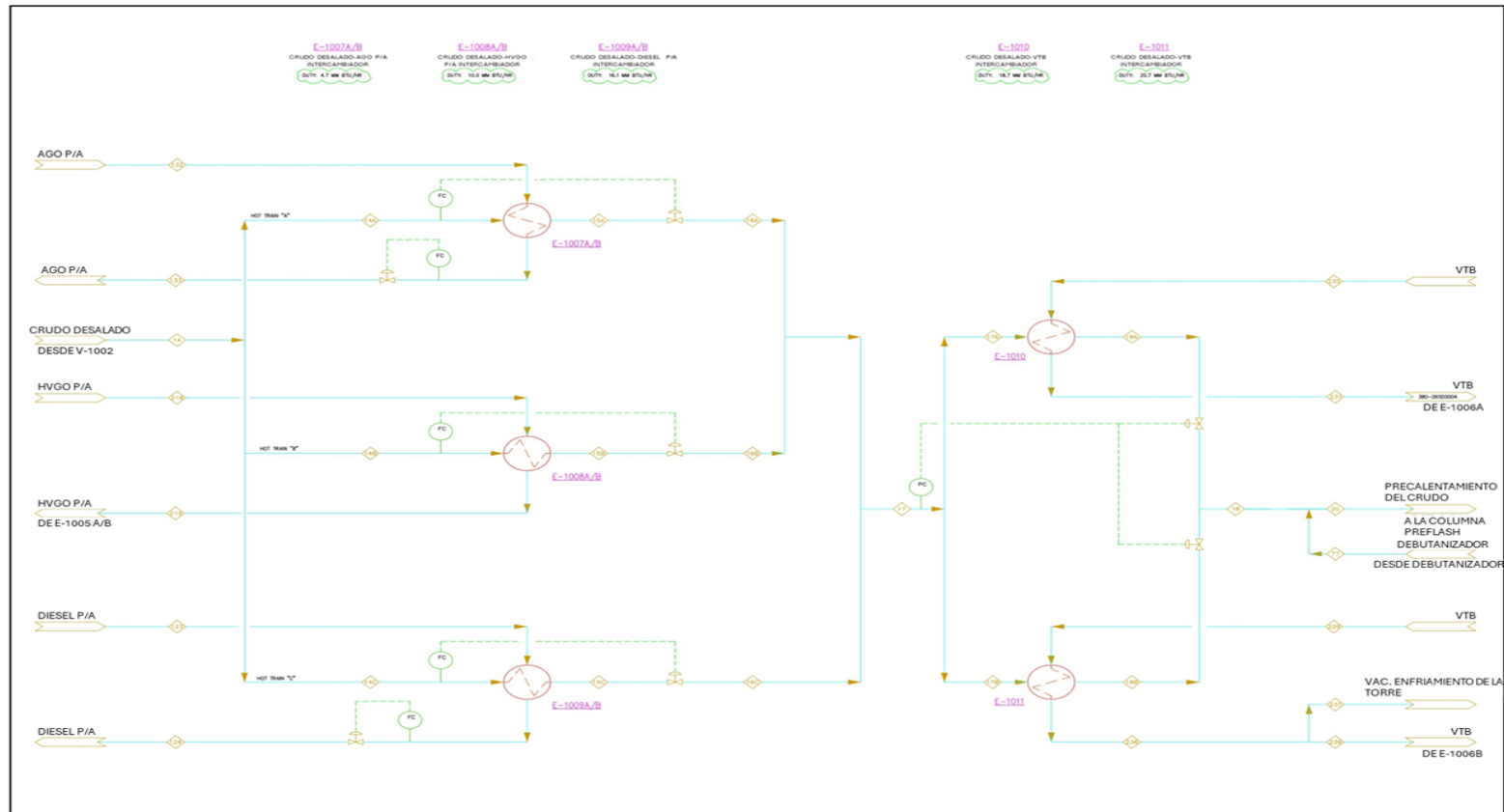
Desaladores 1^{ra} y 2^{da} etapa



Nota: Elaboración propia

Figura 24

El tren de precalentamiento en caliente para la unidad de destilación de crudo



Nota: Elaboración propia

Anexo 3: Tablas de H&MB

Tabla 18

H&MB para CDU – Flujos 2, 3, 4, 5, 6 y 7

Nombre de la secuencia		2	3	4	5	6	7
Descripción de la transmisión		Alimentación	Crudo	CRUDO	CRUDO	CRUDO	CRUDO
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Propiedades de flujo total							
Fracción de vapor		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura	°F	55.0	56.1	61.2	90.3	158.7	167.4
Presión	psia	37.7	421.5	399.9	380.5	355.0	339.7
Flujo molar	lbmol/hr	1078.5	1078.5	1078.5	1078.5	1078.5	1078.5
Flujo másico	lb/hr	265097.1	265097.1	265097.1	265097.1	265097.1	265097.1
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	20001	20001	20001	20001	20001	20001
Peso molecular		245.8	245.8	245.8	245.8	245.8	245.8
Flujo de calor	Btu/hr	-8.7860E+08	-8.7706E+08	-8.7412E+08	-8.6273E+08	-8.3384E+08	-8.3000E+08
Entalpía molar	Btu/lbmol	-232791	-232381	-231605	-228585	-220931	-219912
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.408	0.407	0.414	0.434	0.479	0.485
Densidad	lb/ft ³	56.80	57.04	56.99	56.25	54.54	54.30
Factor de caracterización Kw		11.312	11.312	11.312	11.312	11.312	11.312
Propiedades de la fase líquida							

Flujo molar	lbmol/hr	1078.5	1078.5	1078.5	1078.5	1078.5	1078.5
Flujo másico	lb/hr	265097.1	265097.1	265097.1	265097.1	265097.1	265097.1
Peso molecular		245.8	245.8	245.8	245.8	245.8	245.8
Flujo de calor	Btu/hr	-8.7860E+08	-8.7706E+08	-8.7412E+08	-8.6273E+08	-8.3384E+08	-8.3000E+08
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.408	0.407	0.414	0.434	0.479	0.485
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	20001	20001	20001	20001	20001	20001
Densidad	lb/ft ³	56.80	57.04	56.99	56.25	54.54	54.30
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F	0.09	0.09	0.09	0.08	0.08	0.08
Viscosidad	cP	83.00	80.00	68.00	28.00	7.80	6.80
Tensión superficial	dina/cm	74.21	74.10	30.50	29.24	26.36	25.97

Nota: Elaboración propia

Tabla 19

H&MB para CDU – Flujos 8, 8A, 8B, 9A, 9B y 10A

Nombre de la secuencia		8	8A	8B	9A	9B	10A
Descripción de la transmisión		CRUDO	CRUDO	CRUDO	CRUDO	CRUDO	CRUDO
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Propiedades de flujo total							
Fracción de vapor		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura	°F	215.8	215.8	215.8	215.9	215.9	266.2
Presión	psia	317.7	317.7	317.7	291.6	291.1	281.6
Flujo molar	lbmol/hr	1078.5	550.0	528.5	550.0	528.5	550.0
Flujo másico	lb/hr	265097.1	135199.5	129897.6	135199.5	129897.6	135199.5
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	20001	10201	9801	10201	9801	10201
Peso molecular		245.8	245.8	245.8	245.8	245.8	245.8
Flujo de calor	Btu/hr	-8.0766E+08	-4.1191E+08	-3.9575E+08	-4.1191E+08	-3.9575E+08	-3.9935E+08
Entalpía molar	Btu/lbmol	-213994	-213994	-213994	-213994	-213994	-207470
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.514	0.514	0.514	0.515	0.515	0.544
Densidad	lb/ft³	53.05	53.05	53.05	53.02	53.02	51.70
Factor de caracterización Kw		11.312	11.312	11.312	11.312	11.312	11.312
Propiedades de la fase líquida							
Flujo molar	lbmol/hr	1078.5	550.0	528.5	550.0	528.5	550.0
Flujo másico	lb/hr	265097.1	135199.5	129897.6	135199.5	129897.6	135199.5

Peso molecular		245.8	245.8	245.8	245.8	245.8	245.8
Flujo de calor	Btu/hr	-8.0766E+08	-4.1191E+08	-3.9575E+08	-4.1191E+08	-3.9575E+08	-3.9935E+08
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.514	0.514	0.514	0.515	0.515	0.544
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	20001	10201	9801	10201	9801	10201
Densidad	lb/ft ³	53.05	53.05	53.05	53.02	53.02	51.70
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07
Viscosidad	cP	3.90	2.04	3.90	3.90	3.90	2.40
Tensión superficial	dina/cm	23.79	23.79	23.79	23.78	23.78	21.50
Propiedades de la fase acuosa							
Flujo molar	lbmol/hr						
Flujo másico	lb/hr						
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día						
Flujo de calor	Btu/hr						
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F						
Viscosidad	cP						
Tensión superficial	dina/cm						

Nota: Elaboración propia

Tabla 20

H&MB para CDU – Flujos 10B, 10, 111, 112, 113 y 118

Nombre de la secuencia		10B	10	111	112	113	118
Descripción de la transmisión		Crudo	Crudo	Nafta	Nafta	Nafta	Kero
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Propiedades de flujo total							
Fracción de vapor		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura	°F	266.1	266.2	339.2	244.0	219.2	395.3
Presión	psia	281.6	281.6	220.9	210.9	200.9	222.1
Flujo molar	lbmol/hr	528.5	1078.5	804.0	804.0	804.0	181.8
Flujo másico	lb/hr	129897.6	265097.1	116975.3	116975.3	116975.3	33701.8
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	9801	20001	10086	10086	10086	2760
Peso molecular		245.8	245.8	145.5	145.5	145.5	185.4
Flujo de calor	Btu/hr	-3.8370E+08	-7.8305E+08	-3.2397E+08	-3.4712E+08	-3.5285E+08	-8.9714E+07
Entalpía molar	Btu/lbmol	-207478	-207474	-115105	-123332	-125368	-141017
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.544	0.544	0.618	0.569	0.556	0.630
Densidad	lb/ft³	51.70	51.70	41.68	44.44	45.11	43.34
Factor de caracterización Kw		11.312	11.312	11.684	11.684	11.684	11.581
Propiedades de la fase líquida							
Flujo molar	lbmol/hr	528.5	1078.5	804.0	804.0	804.0	181.8
Flujo másico	lb/hr	129897.6	265097.1	116975.3	116975.3	116975.3	33701.8

Peso molecular		245.8	245.8	145.5	145.5	145.5	185.4
Flujo de calor	Btu/hr	-3.8370E+08	-7.8305E+08	-3.2397E+08	-3.4712E+08	-3.5285E+08	-8.9714E+07
Capacidad calorífica específica	Btu/lb. °F	0.544	0.544	0.618	0.569	0.556	0.630
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	9801	20001	10086	10086	10086	2760
Densidad	lb/ft ³	51.70	51.70	41.68	44.44	45.11	43.34
Conductividad térmica	Btu/hr.ft. °F	0.07	0.07	0.06	0.07	0.07	0.06
Viscosidad	cP	2.40	2.40	0.05	0.10	0.12	0.05
Tensión superficial	dina/cm	21.51	21.50	12.88	17.47	18.70	13.90

Nota: Elaboración propia

Tabla 21*H&MB para CDU – Trenes 119, 128, 129, 208, 209 y 220*

Nombre de la secuencia		119	128	129	208	209	220
Descripción de la transmisión		Kero	Gasóleo	Gasóleo	LVGO P/A	LVGO P/A	HVGO P/A
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Propiedades de flujo total							
Fracción de vapor		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura	°F	231.7	458.7	160.0	243.6	164.1	223.7
Presión	psia	212.1	222.8	212.8	200.3	190.3	180.4
Flujo molar	lbmol/hr	181.8	27.0	27.0	93.6	93.6	237.5
Flujo másico	lb/hr	33702.0	6419.0	6419.0	20125.5	20125.5	79714.6
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	2760	504	504	1607	1607	5901
Peso molecular		185.4	237.7	237.7	215.0	215.0	335.7
Flujo de calor	Btu/hr	-1.0111E+08	-1.6182E+07	-2.0027E+07	-5.9666E+07	-6.2596E+07	-2.3911E+08
Entalpía molar	Btu/lbmol	-158932	-171184	-211862	-182091	-191035	-287690
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.F	0.548	0.646	0.490	0.546	0.499	0.510
Densidad	lb/ft ³	47.63	44.29	51.62	48.71	50.60	53.48
Factor de caracterización K _{ww}		11.581	11.538	11.538	11.546	11.546	11.502
Propiedades de la fase líquida							
Flujo molar	lbmol/hr	181.8	27.0	27.0	93.6	93.6	237.5
Flujo másico	lb/hr	33702.0	6419.0	6419.0	20125.5	20125.5	79714.6
Peso molecular		185.4	237.7	237.7	215.0	215.0	335.7

Flujo de calor	Btu/hr	-1.0111E+08	-1.6182E+07	-2.0027E+07	-5.9666E+07	-6.2596E+07	-2.3911E+08
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.548	0.646	0.490	0.546	0.499	0.510
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	2760	504	504	1607	1607	5901
Densidad	lb/ft ³	47.63	44.29	51.62	48.71	50.60	53.48
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F	0.08	0.07	0.09	0.08	0.08	0.09
Viscosidad	cP	0.19	0.09	0.62	0.25	0.45	1.74
Tensión superficial	dina/cm	21.35	14.31	63.96	22.15	25.79	26.93

Nota: Elaboración propia

Tabla 22*H&MB para CDU – Trenes 232 y 240*

Nombre de la secuencia		232	240
Descripción de la transmisión		VTB	VTB
Fase		Líquido	Líquido
Propiedades de flujo total			
Fracción de vapor		0.00	0.00
Temperatura	°F	405.8	420.6
Presión	psia	180.5	180.5
Flujo molar	lbmol/hr	102.5	112.9
Flujo másico	lb/hr	56035.1	61684.2
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	3696	4068
Peso molecular		546.6	546.6
Flujo de calor	Btu/hr	-1.5322E+08	-1.6681E+08
Entalpía molar	Btu/lbmol	-427045	-422349
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.578	0.586
Densidad	lb/ft ³	56.91	56.59
Factor de caracterización Kw		11.435	11.435
Propiedades de la fase líquida			
Flujo molar	lbmol/hr	102.5	112.9
Flujo másico	lb/hr	56035.1	61684.2

Peso molecular		546.6	546.6
Flujo de calor	Btu/hr	-1.5322E+08	-1.6681E+08
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.578	0.586
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	3696	4068
Densidad	lb/ft ³	56.91	56.59
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F	0.09	0.09
Viscosidad	cP	13.32	12.12
Tensión superficial	dina/cm	22.83	22.50

Nota: Elaboración propia

Tabla 23*H&MB para CDU – Flujos 129, 208, 209, 220, 232 y 240*

Nombre de la secuencia		129	208	209	220	232	240
Descripción de la transmisión		GASÓLEO	LVGO P/A	LVGO P/A	HVGO P/A	VTB	VTB
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Propiedades de flujo total							
Fracción de vapor		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura	°F	160.0	243.6	164.1	223.7	405.8	420.6
Presión	psia	212.8	200.3	190.3	180.4	180.5	180.5
Flujo molar	lbmol/hr	27.0	93.6	93.6	237.5	102.5	112.9
Flujo másico	lb/hr	6419.0	20125.5	20125.5	79714.6	56035.1	61684.2
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	504	1607	1607	5901	3696	4068
Peso molecular		237.7	215.0	215.0	335.7	546.6	546.6
Flujo de calor	Btu/hr	-2.0027E+07	-5.9666E+07	-6.2596E+07	-2.3911E+08	-1.5322E+08	-1.6681E+08
Entalpía molar	Btu/lbmol	-211862	-182091	-191035	-287690	-427045	-422349
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.490	0.546	0.499	0.510	0.578	0.586
Densidad	lb/ft ³	51.62	48.71	50.60	53.48	56.91	56.59
Factor de caracterización Kw		11.538	11.546	11.546	11.502	11.435	11.435
Propiedades de la fase líquida							
Flujo molar	lbmol/hr	27.0	93.6	93.6	237.5	102.5	112.9
Flujo másico	lb/hr	6419.0	20125.5	20125.5	79714.6	56035.1	61684.2

Peso molecular		237.7	215.0	215.0	335.7	546.6	546.6
Flujo de calor	Btu/hr	-2.0027E+07	-5.9666E+07	-6.2596E+07	-2.3911E+08	-1.5322E+08	-1.6681E+08
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.490	0.546	0.499	0.510	0.578	0.586
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	504	1607	1607	5901	3696	4068
Densidad	lb/ft ³	51.62	48.71	50.60	53.48	56.91	56.59
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F	0.09	0.08	0.08	0.09	0.09	0.09
Viscosidad	cP	0.62	0.25	0.45	1.74	13.32	12.12
Tensión superficial	dina/cm	63.96	22.15	25.79	26.93	22.83	22.50

Nota: Elaboración propia

Tabla 24

H&MB para CDU – Flujos 11, 12, 14, 70, 70A y 70B

Nombre de la secuencia		11	12	14	70	70A	70B
Descripción de la transmisión		Crudo ww	Crudo ww	Crudo desalado	Agua de lavado	Agua de lavado	Agua de lavado
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Propiedades de flujo total							
Fracción de vapor		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura	°F	269.9	270.0	272.1	100.0	100.0	101.4
Presión	psia	281.6	263.6	243.6	114.7	29.7	370.7
Flujo molar	lbmol/hr	2343.2	2343.2	1186.6	2379.7	2379.7	2379.7
Flujo másico	lb/hr	288208.1	288208.1	267691.7	42834.0	42834.0	42834.0
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	21593	21593	20192	2939	2939	2939
Peso molecular		123.0	123.0	225.6	18.0	18.0	18.0
Flujo de calor	Btu/hr	-1.3089E+09	-1.3089E+09	-8.2592E+08	-1.0163E+09	-1.0163E+09	-1.0161E+09
Entalpía molar	Btu/lbmol	-159595	-159595	-198876	-122127	-122127	-122103
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.586	0.586	0.553	0.998	0.998	0.998
Densidad	lb/ft ³	52.04	52.02	51.55	62.30	62.28	62.29
Factor de caracterización Kw		11.312	11.312	11.312			

Propiedades de la fase líquida							
Flujo molar	lbmol/hr	1102.2	1102.2	1105.1			
Flujo másico	lb/hr	265846.2	265847.2	266227.6			
Peso molecular		241.2	241.2	240.9			
Flujo de calor	Btu/hr	-7.9172E+08	-7.9175E+08	-7.9207E+08			
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.549	0.549	0.550			
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	20059	20059	20091			
Densidad	lb/ft ³	51.63	51.61	51.52			
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F	0.07	0.07	0.07			
Viscosidad	cP	1.29	1.29	1.27			
Tensión superficial	dina/cm	18.62	18.62	18.54			
Propiedades de la fase acuosa							
Flujo molar	lbmol/hr	1242.3	1242.3	81.4	2379.7	2379.7	2379.7
Flujo másico	lb/hr	22361.9	22360.9	1464.3	42834.0	42834.0	42834.0
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	1534.3	1534.2	100.5	2938.9	2938.9	2938.9
Flujo de calor	Btu/hr	-5.1719E+08	-5.1716E+08	-3.3851E+07	-1.0163E+09	-1.0163E+09	-1.0161E+09
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F	0	0	0	0	0	0
Viscosidad	cP	0.207	0.207	0.205	0.680	0.680	0.670
Tensión superficial	dinas/cm	52.324	52.317	52.077	69.881	69.881	69.750

Nota: Elaboración propia

Tabla 25

H&MB para CDU – Flujos 71, 72, 73, 74, 75 y 78

Nombre de la secuencia		71	72	73	74	75	78
		VAC.	LAVAR	LAVAR	LAVAR	LAVAR	LAVAR
Descripción de la transmisión		COND.	AGUA	AGUA	AGUA	AGUA	AGUA
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Propiedades de flujo total							
Fracción de vapor		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura	°F	102.3	101.4	236.1	236.1	236.1	373.6
Presión	psia	328.7	328.7	318.7	318.7	318.7	308.7
Flujo molar	lbmol/hr	151.9	2525.8	2525.8	884.0	1641.8	884.0
Flujo másico	lb/hr	3388.2	46222.0	46222.0	16177.7	30044.4	16177.7
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	245	3184	3184	1114	2070	1114
Peso molecular		22.3	18.3	18.3	18.3	18.3	18.3
Flujo de calor	Btu/hr	-6.5324E+07	-1.0814E+09	-1.0597E+09	-3.7090E+08	-6.8882E+08	-3.6290E+08
Entalpía molar	Btu/lbmol	-122587	-122132	-119682	-119682	-119682	-117100
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.887	0.990	1.004	1.004	1.004	1.056
Densidad	lb/ft ³	58.78	62.02	58.26	58.26	58.26	53.77
Factor de caracterización Kw		11.646	11.646	11.646	11.646	11.646	11.646
Propiedades de la fase líquida							

Flujo molar	lbmol/hr	2.5	2.5	2.5	0.9	1.6	0.9
Flujo másico	lb/hr	374.0	373.7	374.1	130.9	243.2	131.8
Peso molecular		149.7	150.0	148.7	148.7	148.7	141.7
Flujo de calor	Btu/hr	-2.3658E+06	-2.3656E+06	-2.2053E+06	-7.7186E+05	-1.4335E+06	-7.3856E+05
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.484	0.483	0.563	0.563	0.563	0.636
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	63	63	63	22	41	22
Densidad	lb/ft ³	48.86	48.86	45.38	45.38	45.38	41.55
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F	0.08	0.08	0.07	0.07	0.07	0.07
Viscosidad	cP	0.29	0.29	0.12	0.12	0.12	0.05
Tensión superficial	dina/cm	24.67	24.77	18.31	18.31	18.31	13.29
Propiedades de la fase acuosa							
Flujo molar	lbmol/hr	147.5	2527.2	2527.1	884.5	1642.6	884.4
Flujo másico	lb/hr	2654.9	45489.4	45488.5	15921.0	29567.5	15919.2
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	182.2	3121.1	3121.0	1092.4	2028.7	1092.2
Flujo de calor	Btu/hr	-6.2958E+07	-1.0791E+09	-1.0575E+09	-3.7013E+08	-6.8739E+08	-3.6216E+08
Conductividad térmica	Btu/hr-ft-F	0	0	0	0	0	0
Viscosidad	cP	0.664	0.670	0.244	0.244	0.244	0.141
Tensión superficial	dina/cm	69.655	69.743	56.035	56.035	56.035	40.109

Nota: Elaboración propia

Tabla 26*H&MB para CDU – Flujos 79, 82, 83, 84, 85 y 86*

Nombre de la secuencia		79	82	83	84	85	86
		LAVAR	LAVAR	LAVAR	LAVAR		CRUDO
Descripción de la transmisión		AGUA	AGUA	AGUA	AGUA	CRUDO	WW
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Propiedades de flujo total							
Fracción de vapor		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura	°F	236.1	285.0	285.0	285.0	270.0	272.1
Presión	psia	308.7	308.7	281.6	263.6	263.6	263.6
Flujo molar	lbmol/hr	1641.8	2525.8	1262.9	1262.9	1102.2	2366.6
Flujo másico	lb/hr	30044.4	46222.1	23111.1	23111.1	265847.2	288958.3
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	2070	3184	1592	1592	20059	21650
Peso molecular		18.3	18.3	18.3	18.3	241.2	122.1
Flujo de calor	Btu/hr	-6.8882E+08	-1.0517E+09	-5.2586E+08	-5.2586E+08	-7.9175E+08	-1.3176E+09
Entalpía molar	Btu/lbmol	-119682	-118778	-118778	-118778	-205261	-159045
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	1.004	1.017	1.017	1.017	0.549	0.587
Densidad	lb/ft ³	58.26	56.76	56.75	56.75	51.61	51.96
Factor de caracterización Kw		11.646	11.646	11.646	11.646	11.312	11.312
Propiedades de la fase líquida							

Flujo molar	lbmol/hr	3.2	5.0	2.5	2.5	1102.2	1105.1
Flujo másico	lb/hr	476.8	734.6	367.3	367.3	265847.2	266226.5
Peso molecular		148.7	147.3	147.3	147.3	241.2	240.9
Flujo de calor	Btu/hr	-1.4335E+06	-2.1562E+06	-1.0782E+06	-1.0783E+06	-7.9175E+08	-7.9204E+08
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.563	0.589	0.589	0.589	0.549	0.550
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	41	63	31	31	20059	20091
Densidad	lb/ft ³	45.37	44.05	44.02	44.00	51.61	51.54
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07
Viscosidad	cP	0.12	0.09	0.09	0.09	1.29	1.28
Tensión superficial	dina/cm	18.31	16.30	16.30	16.30	18.62	18.55
Propiedades de la fase acuosa							
Flujo molar	lbmol/hr	1642.6	2527.1	1263.5	1263.5		1262.9
Flujo másico	lb/hr	29567.5	45487.5	22743.8	22743.8		22731.8
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	2028.7	3121.0	1560.5	1560.5		1559.7
Flujo de calor	Btu/hr	-6.8739E+08	-1.0496E+09	-5.2478E+08	-5.2478E+08		-5.2557E+08
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F	0	0	0	0		0
Viscosidad	cP	0.244	0.194	0.194	0.194		0.205
Tensión superficial	dina/cm	56.035	50.626	50.626	50.626		52.085

Nota: Elaboración propia

Tabla 27

H&MB para CDU – Flujos 87, 88, 90, 91, 91A y 92

Nombre de la secuencia		87	88	90	91	91A	92
Descripción de la transmisión Fase		CRUDO WW	SALMUERA	SALMUERA	SALMUERA	SALMUERA	SALMUERA
		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Propiedades de flujo total							
Fracción de vapor		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura	°F	272.1	272.1	272.1	270.0	270.0	271.0
Presión	psia	243.6	243.6	238.6	263.6	238.6	238.6
Flujo molar	lbmol/hr	2366.6	1181.5	1181.5	1242.3	1242.3	2423.8
Flujo másico	lb/hr	288958.3	21266.6	21266.6	22360.9	22360.9	43627.5
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	21650	1459	1459	1534	1534	2993
Peso molecular		122.1	18.0	18.0	18.0	18.0	18.0
Flujo de calor	Btu/hr	-1.3176E+09	-4.9169E+08	-4.9169E+08	-5.1716E+08	-5.1716E+08	-1.0089E+09
Entalpía molar	Btu/lbmol	-159045	-119007	-119007	-119047	-119047	-119028
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.587	1.020	1.020	1.020	1.020	1.020
Densidad	lb/ft³	51.94	57.41	57.41	57.48	57.48	57.45
Factor de caracterización Kw		11.312	9.718	9.718	10.206	10.206	9.894
Propiedades de la fase líquida							

Flujo molar	lbmol/hr	1105.1					
Flujo másico	lb/hr	266227.6					
Peso molecular		240.9					
Flujo de calor	Btu/hr	-7.9207E+08					
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.550					
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	20091.0					
Densidad	lb/ft ³	51.52					
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F	0.07					
Viscosidad	cP	1.27					
Tensión superficial	dina/cm	18.54					
Propiedades de la fase acuosa							
Flujo molar	lbmol/hr	1262.8	1181.5	1181.5	1242.3	1242.3	2423.8
Flujo másico	lb/hr	22730.7	21266.6	21266.6	22360.9	22360.9	43627.5
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	1559.6	1459.1	1459.1	1534.2	1534.2	2993.3
Flujo de calor	Btu/hr	-5.2554E+08	-4.9169E+08	-4.9169E+08	-5.1716E+08	-5.1716E+08	-1.0089E+09
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F	0	0	0	0	0	0
Viscosidad	cP	0.205	0.205	0.205	0.207	0.207	0.206
Tensión superficial	dina/cm	52.077	52.077	52.077	52.317	52.317	52.200

Nota: Elaboración propia

Tabla 28

H&MB para CDU – Flujos 93, 94, 98 y 99

Nombre de la secuencia		93	94	98	99
Descripción de la transmisión		SALMUERA	SALMUERA	HP STEAM	COND. DE VAPOR.
Fase		Líquido	Líquido	Vapor	Líquido
Propiedades de flujo total					
Fracción de vapor		0.00	0.00	1.00	0.00
Temperatura	°F	130.0	130.0	520.0	399.7
Presión	psia	228.6	25.0	254.7	244.7
Flujo molar	lbmol/hr	2423.8	2423.8	141.1	141.1
Flujo másico	lb/hr	43627.5	43627.5	2540.3	2540.3
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	2993	2993	174	174
Peso molecular		18.0	18.0	18.0	18.0
Flujo de calor	Btu/hr	-1.0305E+09	-1.0305E+09	-4.9542E+07	-5.7543E+07
Entalpía molar	Btu/lbmol	-121587	-121587	-100386	-116598
específica	Btu/lb.°F	0.999	0.999	0.571	1.080
Densidad	lb/ft³	61.51	61.48	0.46	53.02
Factor de caracterización Kw		9.894	9.894		
Propiedades de la fase de vapor					
Flujo molar	lbmol/hr			493.5	

Flujo másico	lb/hr			8890.7	
Flujo de calor	Btu/hr			-4.9542E+07	
Densidad	lb/ft ³			0.46	
Compresibilidad				0.95	
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F			0.02	
Viscosidad	cP			0.02	
Peso molecular				18.0	

Propiedades de la fase acuosa

Flujo molar	lbmol/hr	2423.8	2423.8		141.1
Flujo másico	lb/hr	43627.5	43627.5		2540.3
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	2993	2993		174
Flujo de calor	Btu/hr	-1.0305E+09	-1.0305E+09		-5.7543E+07
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F	0	0		0
Viscosidad	cP	0.505	0.505		0.131
Tensión superficial	dina/cm	66.949	66.949		36.833

Nota: Elaboración propia

Tabla 29

H&MB para CDU – Flujos 14A, 14B, 14C, 15A, 15B y 15C

Nombre de la secuencia		14A	14B	14C	15A	15B	15C
Descripción de la transmisión		CRUDO	CRUDO	CRUDO	CRUDO	CRUDO	CRUDO
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Mixto	Mixto
Propiedades de flujo total							
Fracción de vapor		0.00	0.00	0.00	0.00	0.07	0.17
Temperatura	°F	272.1	272.1	272.1	291.9	334.8	372.0
Presión	psia	243.6	243.6	243.6	144.0	191.3	118.7
Flujo molar	lbmol/hr	551.5	324.2	310.9	551.5	324.2	310.9
Flujo másico	lb/hr	124423.1	73133.4	70135.2	124423.1	73133.4	70135.2
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	9385	5516	5290	9385	5516	5290
Peso molecular		225.6	225.6	225.6	225.6	225.6	225.6
Flujo de calor	Btu/hr	-3.8389E+08	-2.2564E+08	-2.1639E+08	-3.7917E+08	-2.1566E+08	-2.0030E+08
Entalpía molar	Btu/lbmol	-198876	-198876	-198876	-196430	-190079	-184085
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.553	0.553	0.553	0.564	0.583	0.596
Densidad	lb/ft³	51.55	51.55	51.55	50.94	31.36	13.70
Factor de caracterización Kw		11.312	11.312	11.312	11.312	11.312	11.312
Propiedades de la fase de vapor							
Flujo molar	lbmol/hr					21.6	53.2

Flujo másico	lb/hr					879.0	2954.5
Flujo de calor	Btu/hr					-6.2128E+06	-1.4229E+07
Densidad	lb/ft ³					0.99	0.79
Compresibilidad						0.92	0.94
Conductividad térmica	Btu/hr.ft. °F					0.02	0.02
Viscosidad	cP					0.01	0.01
Peso molecular						40.7	55.5
Propiedades de la fase líquida							
Flujo molar	lbmol/hr	513.6	301.9	289.5	517.1	300.1	257.7
Flujo másico	lb/hr	123738.2	72730.8	69749.1	123798.4	72207.9	67178.2
Peso molecular		240.9	240.9	240.9	239.4	240.6	260.7
Flujo de calor	Btu/hr	-3.6815E+08	-2.1639E+08	-2.0752E+08	-3.6487E+08	-2.0844E+08	-1.8607E+08
Capacidad calorífica específica	Btu/lb. °F	0.550	0.550	0.550	0.562	0.583	0.598
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	baril/día	9338	5489	5264	9342	5427	5001
Densidad	lb/ft ³	51.52	51.52	51.52	50.91	50.03	49.42
Conductividad térmica	Btu/hr.ft. °F	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	0.06
Viscosidad	cP	1.27	1.27	1.27	1.15	1.01	0.99
Tensión superficial	dina/cm	18.54	18.54	18.54	17.91	17.04	15.75
Propiedades de la fase acuosa							
Flujo molar	lbmol/hr	37.8	22.2	21.3	34.5	2.4	
Flujo másico	lb/hr	680.5	400.0	383.6	620.2	43.9	

Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	46.7	27.5	26.3	42.5	3.0	
Flujo de calor	Btu/hr	-1.5734E+07	-9.2481E+06	-8.8690E+06	-1.4296E+07	-1.0060E+06	
Conductividad térmica	Btu/hr.ft. °F	0	0	0	0	0	
Viscosidad	cP	0.205	0.205	0.205	0.189	0.160	
Tensión superficial	dina/cm	52.077	52.077	52.077	49.838	44.828	

Nota: Elaboración propia

Tabla 30

H&MB para CDU – Flujos 16A, 16B, 16C, 17, 17A, 17B

Nombre de la secuencia		16A	16B	16C	17	17A	17B
Descripción de la transmisión		CRUDO	CRUDO	CRUDO	CRUDO	CRUDO	CRUDO
Fase		Mixto	Mixto	Mixto	Mixto	Mixto	Mixto
Propiedades de flujo total							
Fracción de vapor		0.08	0.15	0.19	0.14	0.14	0.14
Temperatura	°F	284.5	327.5	370.1	317.4	317.4	317.4
Presión	psia	102.5	102.5	102.5	102.5	102.5	102.5
Flujo molar	lbmol/hr	551.5	324.2	310.9	1186.5	593.3	593.3
Flujo másico	lb/hr	124418.7	73130.8	70132.7	267682.1	133841.1	133841.1
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	9385	5516	5290	20191	10095	10095
Peso molecular		225.6	225.6	225.6	225.6	225.6	225.6
Flujo de calor	Btu/hr	-3.7917E+08	-2.1566E+08	-2.0030E+08	-7.9512E+08	-3.9756E+08	-3.9756E+08
Entalpía molar	Btu/lbmol	-196430	-190079	-184085	-191461	-191461	-191461
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.557	0.574	0.593	0.569	0.569	0.569
Densidad	lb/ft³	21.51	14.18	11.36	14.92	14.92	14.92
Factor de caracterización Kw		11.312	11.312	11.312	11.312	11.312	11.312
Propiedades de la fase de vapor							
Flujo molar	lbmol/hr	46.0	48.0	58.8	165.9	82.9	82.9

Flujo másico	lb/hr	1970.6	2342.9	3380.1	7763.1	3881.5	3881.5
Flujo de calor	Btu/hr	-1.2793E+07	-1.3200E+07	-1.5601E+07	-4.5996E+07	-2.2998E+07	-2.2998E+07
Densidad	lb/ft ³	0.58	0.62	0.70	0.61	0.61	0.61
Compresibilidad		0.95	0.95	0.94	0.95	0.95	0.95
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02
Viscosidad	cP	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
Peso molecular		42.8	48.8	57.5	46.8	46.8	46.8
Propiedades de la fase líquida							
Flujo molar	lbmol/hr	493.0	276.1	252.1	1020.9	510.4	510.4
Flujo másico	lb/hr	122223.5	70787.8	66752.6	259918.9	129959.5	129959.5
Peso molecular		247.9	256.4	264.8	254.6	254.6	254.6
Flujo de calor	Btu/hr	-3.6119E+08	-2.0246E+08	-1.8470E+08	-7.4913E+08	-3.7456E+08	-3.7456E+08
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.556	0.575	0.595	0.570	0.570	0.570
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	9170	5284	4959	19421	9711	9711
Densidad	lb/ft ³	51.33	50.44	49.57	50.67	50.67	50.67
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07
Viscosidad	cP	1.28	1.19	1.09	1.23	1.23	1.23
Tensión superficial	dina/cm	18.75	20.25	18.61	20.67	20.67	20.67
Propiedades de la fase acuosa							
Flujo molar	lbmol/hr	12.5					
Flujo másico	lb/hr	224.5					
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	15.1					

Flujo de calor	Btu/hr	-5.1800E+06					
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F	0					
Viscosidad	cP	0.195					
Tensión superficial	dina/cm	50.684					

Nota: Elaboración propia

Tabla 31

H&MB para CDU – Trenes 18A, 18B, 18, 20, 77 y 123

Nombre de la secuencia		18A	18B	18	20	77	123
Descripción de la transmisión		CRUDO	CRUDO	CRUDO	CRUDO	DE-C4	GASÓLEO
Fase		Mixto	Mixto	Mixto	Mixto	Mixto	Líquido
Propiedades de flujo total							
Fracción de vapor		0.24	0.25	0.32	0.32	0.00	0.00
Temperatura	°F	378.6	385.2	375.2	372.1	110.2	521.1
Presión	psia	78.5	78.5	43.3	43.3	45.0	123.0
Flujo molar	lbmol/hr	593.3	593.3	1186.5	1208.6	21.9	208.4
Flujo másico	lb/hr	133841.1	133841.1	267682.1	270611.5	2929.4	46822.7
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	10095	10095	20191	20448	257	3714
Peso molecular		225.6	225.6	225.6	223.9	133.7	224.7
Flujo de calor	Btu/hr	-3.7887E+08	-3.7686E+08	-7.5572E+08	-7.6515E+08	-9.4286E+06	-1.1085E+08
Entalpía molar	Btu/lbmol	-182457	-181489	-181973	-180903	-122965	-152009
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.595	0.598	0.588	0.587	0.498	0.676
Densidad	lb/ft³	7.47	7.21	3.28	3.31	42.12	41.61
Factor de caracterización Kw		11.312	11.312	11.312	11.314	11.717	11.540
Propiedades de la fase de vapor							
Flujo molar	lbmol/hr	141.5	149.8	448.2	451.0	0.01	

Flujo másico	lb/hr	9143.8	9673.9	28952.7	29131.8	0.8	
Flujo de calor	Btu/hr	-3.6913E+07	-3.8094E+07	-1.0043E+08	-1.0098E+08	-2.7313E+03	
Densidad	lb/ft ³	0.59	0.60	0.38	0.38	0.10	
Compresibilidad		0.95	0.95	0.96	0.96	1.00	
Conductividad térmica	Btu/hr.ft. °F	0.02	0.02	0.02	0.02	0.05	
Viscosidad	cP	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	
Peso molecular		64.6	66.1	75.2	75.3	13.9	
Propiedades de la fase líquida							
Flujo molar	lbmol/hr	451.8	446.8	801.6	821.6	21.9	208.4
Flujo másico	lb/hr	124697.3	124167.2	238729.5	241479.7	2928.6	46822.7
Peso molecular		276.0	277.9	297.8	293.9	134.0	224.7
Flujo de calor	Btu/hr	-3.4195E+08	-3.3876E+08	-6.5529E+08	-6.6417E+08	-9.4258E+06	-1.1085E+08
Capacidad calorífica específica	Btu/lb. °F	0.598	0.601	0.593	0.592	0.498	0.676
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	9209	9160	17432	17671	257	3714
Densidad	lb/ft ³	49.66	49.55	50.38	50.32	47.23	41.61
Conductividad térmica	Btu/hr.ft. °F	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	0.06
Viscosidad	cP	1.13	1.10	1.34	1.32	0.20	0.05
Tensión superficial	dina/cm	18.60	18.40	19.55	19.56	22.68	10.87

Nota: Elaboración propia

Tabla 32*H&MB para CDU – Trenes 124, 132, 133, 218, 219 y 231*

Nombre de la secuencia		124	132	133	218	219	231
Descripción de la transmisión		GASÓLEO	AGO P/A	AGO P/A	HVGO P/A	HVGO P/A	VTB
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Propiedades de flujo total							
Fracción de vapor		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura	°F	368.3	606.8	281.4	427.9	368.7	512.0
Presión	psia	113.0	124.0	114.0	200.4	190.4	190.5
Flujo molar	lbmol/hr	208.4	23.2	23.2	237.5	237.5	102.5
Flujo másico	lb/hr	46824.4	6579.7	6579.7	79714.7	79714.7	56035.1
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	3714	501	501	5901	5901	3696
Peso molecular		224.7	283.1	283.1	335.7	335.7	546.6
Flujo de calor	Btu/hr	-1.2695E+08	-1.4305E+07	-1.9026E+07	-2.0680E+08	-2.1678E+08	-1.4066E+08
Entalpía molar	Btu/lbmol	-174078	-175852	-233893	-248809	-260817	-392044
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.607	0.700	0.553	0.618	0.590	0.629
Densidad	lb/ft ³	45.89	42.08	50.50	48.78	50.17	54.64
Factor de caracterización Kw		11.540	11.498	11.498	11.502	11.502	11.435
Propiedades de la fase líquida							
Flujo molar	lbmol/hr	208.4	23.2	23.2	237.5	237.5	102.5

Flujo másico	lb/hr	46824.4	6579.7	6579.7	79714.7	79714.7	56035.1
Peso molecular		224.7	283.1	283.1	335.7	335.7	546.6
Flujo de calor	Btu/hr	-1.2695E+08	-1.4305E+07	-1.9026E+07	-2.0680E+08	-2.1678E+08	-1.4066E+08
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.607	0.700	0.553	0.618	0.590	0.629
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	3714	501	501	5901	5901	3696
Densidad	lb/ft ³	45.89	42.08	50.50	48.78	50.17	54.64
Conductividad térmica	Btu/hr.ft.°F	0.07	0.06	0.08	0.08	0.08	0.09
Viscosidad	cP	0.14	0.12	0.56	0.44	0.60	7.40
Tensión superficial	dina/cm	17.09	10.49	23.03	19.09	21.31	20.69

Nota: Elaboración propia

Tabla 33*H&MB para CDU – Flujos 236, 237 y 239*

Nombre de la secuencia		236	237	239
Descripción de la transmisión		VTB	VTB	VTB
Fase		Líquido	Líquido	Líquido
Propiedades de flujo total				
Fracción de vapor		0.00	0.00	0.00
Temperatura	°F	512.6	512.6	512.6
Presión	psia	190.5	190.5	190.5
Flujo molar	lbmol/hr	114.0	1.1	112.9
Flujo másico	lb/hr	62307.2	623.1	61684.1
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	4109	41	4068
Peso molecular		546.6	546.6	546.6
Flujo de calor	Btu/hr	-1.5632E+08	-1.5632E+06	-1.5476E+08
Entalpía molar	Btu/lbmol	-391838	-391838	-391838
Capacidad calorífica específica	Btu/lb.°F	0.630	0.630	0.630
Densidad	lb/ft ³	54.63	54.63	54.63
Factor de caracterización Kw		11.435	11.435	11.435
Propiedades de la fase líquida				
Flujo molar	lbmol/hr	114.0	1.1	112.9

Flujo másico	lb/hr	62307.2	623.1	61684.1
Peso molecular		546.6	546.6	546.6
Flujo de calor	Btu/hr	-1.5632E+08	-1.5632E+06	-1.5476E+08
Capacidad calorífica específica	Btu/lb. °F	0.630	0.630	0.630
Flujo volumétrico ideal de líquido estándar	barril/día	4109	41	4068
Densidad	lb/ft ³	54.63	54.63	54.63
Conductividad térmica	Btu/hr.ft. °F	0.09	0.09	0.09
Viscosidad	cP	7.38	7.38	7.38
Tensión superficial	dina/cm	20.67	20.67	20.67

Nota: Elaboración propia