



**UNIVERSIDAD DE MATANZAS
FACULTAD DE CIENCIAS TÉCNICAS
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA**

**Desarrollo de un modelo matemático para describir el
proceso de calentamiento en los tanques de tratamiento de
10 000 m³ de la EPEP-Centro**

**Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Perforación de
pozos de petróleo y producción de petróleo
Mención: Producción de petróleo**

Autor: Ing. Zaidiris Mercedes Herrera García

Matanzas

2022



UNIVERSIDAD DE MATANZAS
FACULTAD DE CIENCIAS TECNICAS
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA



CENTRO POLITÉCNICO DEL
PETRÓLEO
SEDE: VARADERO

**Desarrollo de un modelo matemático para describir el
proceso de calentamiento en los tanques de tratamiento de
10 000 m³ de la EPEP-Centro**

**Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Perforación de
pozos de petróleo y producción de petróleo**
Mención: Producción de petróleo

Autor: Ing. Zaidiris Mercedes Herrera García

Tutor: Ing. Yoney López Hervis, Dr.C.

Ing. Jonathan Serrano Febles, MSc.

Consultante: Ing. Agustín Benítez Hernández, Dr.C.

Matanzas

2022

PENSAMIENTO

“Los científicos exploran el mundo existente y los ingenieros crean el mundo que nunca ha existido”

Theodore Von Karman

NOTA DE ACEPTACIÓN

Presidente del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Calificación

Ciudad, fecha

DECLARACIÓN DE AUTORIDAD

Yo, Zaidiris Mercedes Herrera García declaro que soy el único autor del presente trabajo y autorizo a la Universidad de Matanzas y al Centro Politécnico del Petróleo a hacer el uso que estime pertinente con la información que aparece en el mismo siempre y cuando se respete nuestra autoría.

Zaidiris Mercedes Herrera García

Nombre y Apellidos. Firma

AGRADECIMIENTOS

- A Jonathan por su ayuda desmedida, por dedicar todo su tiempo y su esfuerzo a esta investigación. Por hacer suyos mis problemas y ayudarme a resolverlos.
- A Yoney por todo su apoyo en la realización de la investigación, sin su ayuda no fuera posible.
- Al equipo técnico de la Planta de Procesamiento de Crudos, en especial a Máximo y a William por todo lo que me han enseñado. También a Gustavo que se esforzó mucho para enseñarme a operar la Planta. Sus enseñanzas han sido determinantes para el desarrollo de la investigación.

RESUMEN

En la presente investigación se desarrolla un modelo matemático para su uso como herramienta de análisis en el diseño y evaluación de los tanques de 10 000 m³ que se utilizan en el tratamiento primario del petróleo en la EPEP-Centro. La modelación matemática es fenomenológica con nivel de descripción de gradiente máximo, la que se encuentra implementada en MATLAB (R2018a). La modelación matemática permite predecir el perfil de temperaturas del petróleo a partir de las características físicas de tanque, el área de transferencia de calor, las condiciones termodinámicas del agente de calentamiento, así como del flujo y temperatura inicial del petróleo. El modelo fue validado, mostrando errores de predicción inferiores a un 10% y una adecuada respuesta ante cambios en los valores de los términos independientes. A partir de la solución del modelo para las condiciones normales de operación, se demuestra que el empleo de un solo banco de serpentines es insuficiente para alcanzar los 85°C y de modo contrario, que la operación con los dos bancos de serpentines supone un calentamiento excesivo y riesgoso. Por esta razón, se evaluó el comportamiento del calentamiento del petróleo si se prescindiera del primer banco de serpentines y se usara los serpentines superiores en su lugar. Este análisis mostró que mediante tal modificación es posible alcanzar temperaturas alrededor de los 85°C para el tratamiento del petróleo, además de simplificar el diseño y reducir los costos de instalación y mantenimiento del tanque. Se determinó el consumo de vapor para la operación con el primer banco de serpentines (3 201 kg/h), ambos serpentines (7 662 kg/h) y con la modificación (4 538 kg/h). Se desarrollaron a partir de la modelación fenomenológica, modelos matemáticos de regresión y curvas de nivel para determinar sin la necesidad de un programa de cómputo y de forma rápida, la temperatura final de tratamiento durante el control y operación del proceso de tratamiento.

ABSTRACT

In the present research, a mathematical model is developed for use as an analysis tool in the design and evaluation of 10 000 m³ heating tanks for primary oil treatment at EPEP-CENTRO. The mathematical modeling is phenomenological with maximum gradient level of description, which is implemented in MATLAB (2018a). The mathematical modeling allows predicting the oil temperature profile from the physical characteristics of the tank, the heat transfer area, the thermodynamic conditions of the heating agent as well as the initial oil flow and temperature. The model was validated, showing prediction errors lower than 10% and an adequate response to changes in the values of the independent terms. From the solution of the model for normal operating conditions, it is shown that the use of a single bank of coils is insufficient to reach 85°C and, conversely, that the operation with two banks of coils involves excessive and risky heating. For this reason, the heating behavior of the oil was evaluated if the first coil bank was dispensed with and the upper coils were used instead. This analysis showed that by such a modification it is possible to achieve more effective temperatures for oil treatment, in addition to simplifying the design and reducing tank installation and maintenance costs. Steam consumption was determined for operation with the first bank of coils (3 201 kg/h), both coils (7 662 kg/h) and with the modification (4 538 kg/h). Based on phenomenological modeling, mathematical regression models and contour lines were developed to determine the final treatment temperature during the control and operation of the treatment process without the need of a computer program and in a fast way.

Contenido

Introducción	1
Capítulo 1: Análisis bibliográfico	3
1.1 Tratamiento del petróleo crudo	3
1.1.1 Emulsión agua-petróleo.....	4
1.1.2 Estabilidad de la emulsión agua-petróleo.....	5
1.2 Elementos de transferencia de calor para la modelación del régimen térmico de tanques de tratamiento de petróleo crudo	6
1.3 Modelación matemática aplicada a problemas de ingeniería	10
1.3.1 Niveles de descripción de los modelos de naturaleza fenomenológica	13
1.4 Aplicación de la modelación matemática al comportamiento térmico de tanques de almacenamiento y tratamiento de petróleo	14
1.5 Conclusiones parciales del capítulo	17
Capítulo 2: Materiales y métodos	18
2.1. Descripción del proceso tecnológico de producción de petróleo de la EPEP-Centro	18
2.1.1 Descripción de la operación tecnológica de un tanque de tratamiento	19
2.2 Modelación matemática de un tanque estático de 10 000 m ³ de la Planta de Procesamiento de Crudo.....	20
2.2.1 Determinación del calor absorbido por el petróleo	24
2.2.2 Determinación de las pérdidas de calor.....	29
2.2.3 Determinación del consumo de vapor de los bancos de tubos.....	30
2.2.4 Balance de masa.....	31
2.3 Determinación de las propiedades físico-químicas de los fluidos involucrados en la modelación matemática	32
2.4 Implementación y solución de la modelación matemática en el software Matlab R2018a	34
2.5. Validación del modelo matemático	36
Capítulo 3 Análisis de los resultados	38
3.1 Validación de la modelación matemática	38
3.1.1 Análisis de los coeficientes de transferencia de calor de la modelación matemática. Validación de las restricciones implicadas en su estimación.....	39
3.1.2 Análisis de sensibilidad del modelo matemático y evaluación de la temperatura final del petróleo a condiciones variables en los parámetros de operación.....	42

3.2 Análisis del comportamiento térmico del petróleo en el tanque de tratamiento para las condiciones típicas de operación	48
3.2.1 Distribución del calor total transferido para la operación de un tanque de tratamiento de 10 000 m ³	50
3.2.2 Modelo de regresión.....	51
3.3 Determinación del consumo de vapor necesario para el calentamiento del petróleo	52
3.4 Propuesta de modificación al diseño del tanque de tratamiento	53
3.5 Conclusiones parciales de los análisis de resultados	56
Conclusiones	58
Recomendaciones	59
Bibliografía	60
Simbología	62

Introducción

El petróleo se destaca como uno de los puntos estratégicos para la economía cubana, ya que resulta imprescindible para la generación de energía eléctrica en el país. Se emplea el crudo nacional también en fábricas de cemento, plantas de asfalto y centrales azucareros. Además, se utiliza en la elaboración de grasas y aceites lubricantes, así como combustibles domésticos.

La mayor parte del crudo cubano se produce en la Franja Norte de Crudos Pesados que se encuentra entre La Habana y Matanzas, siendo el Yacimiento de Varadero el más importante de esta zona; perteneciente a la Empresa de Perforación y Extracción de Petróleo del Centro (EPEP-Centro, por sus siglas) ubicada en la Finca “La Cachurra”, poblado de Guásimas, municipio de Cárdenas. Esta empresa es capaz de producir alrededor de un millón y medio de toneladas de petróleo al año.

El petróleo naturalmente se encuentra en reservorios formados por agua, petróleo y gas. Después de su extracción es necesario realizar un proceso de tratamiento para eliminar una serie de impurezas como es el caso del agua y las sales, hasta los límites establecidos para su posterior comercialización. En la EPEP-Centro, dicho tratamiento se lleva a cabo en la Planta de Procesamiento de Crudos (PPC, por sus siglas), donde se aplica el método de tratamiento termoquímico, que se basa en la adición de sustancias químicas desemulsionantes. Estas sustancias desemulsionantes, tienen la propiedad de debilitar la acción de las sustancias emulsificadoras naturales de las emulsiones agua-petróleo y favorecen la separación de las fases.

Un factor que ejerce gran influencia en la acción de las sustancias desemulsionantes es el calentamiento del petróleo en los tanques de tratamiento hasta una temperatura aproximadamente igual a 85°C. Esta condición permite romper con mayor facilidad la emulsión agua-petróleo y separa una mayor cantidad de agua del crudo, parámetro fundamental en la calidad del tratamiento. De igual forma, el calentamiento permite una mejor separación del gas que contiene el petróleo. Además, provoca la disminución de la viscosidad del petróleo haciendo más fácil y factible su traslado por el oleoducto magistral hacia la División Territorial de Comercialización de Combustible Matanzas (DTCCM, por sus siglas).

Por lo tanto, el calentamiento del petróleo en los tanques estáticos constituye un factor de suma importancia para lograr con calidad el tratamiento del crudo. Sin embargo, en la práctica no se

logran alcanzar temperaturas que permitan una separación efectiva (en el orden de los 85°C) de las fases en el tratamiento del petróleo. Ello en última instancia responde a la existencia de áreas de transferencia de calor inadecuadas y, por lo tanto, a un diseño inapropiado de los tanques de tratamiento. De hecho, no se emplean los serpentines superiores instalados en tanques de tratamiento de 10 000 m³ para completar el proceso de calentamiento, por implicar un sobrecalentamiento excesivo; lo que representa un riesgo para la calidad del producto y la seguridad industrial de la operación. Estos problemas en la proyección de los tanques, se deben en buena medida a la ausencia de herramientas tecnológicas de análisis que permitan validar la adecuación del diseño a las condiciones de operación reales y al comportamiento térmico requerido en el tratamiento.

Por lo que se identifica el **problema** siguiente:

¿Cómo obtener una herramienta tecnológica para el análisis de la incidencia de variables operacionales y de diseño de tanques de 10 000 m³ sobre el tratamiento del petróleo?

Para darle solución al mismo se plantea como **hipótesis**:

Mediante la modelación matemática en régimen transitorio del proceso de calentamiento del petróleo en los tanques de tratamiento se podrá desarrollar dicha herramienta tecnológica de análisis.

Objetivo general

Desarrollar un modelo matemático que describa el proceso de transferencia de calor en los tanques de tratamiento de 10 000 m³ de la EPEP-Centro.

Objetivos específicos

1. Validar la modelación matemática del proceso de calentamiento del petróleo crudo en los tanques de tratamiento de 10 000 m³.
2. Determinar el comportamiento de la temperatura del petróleo para las condiciones normales de operación y de diseño de los tanques de 10 000 m³.
3. Determinar el consumo de vapor de los tanques de tratamiento.
4. Proponer las modificaciones al diseño del tanque derivadas de la evaluación de la operación mediante el modelo obtenido.

Capítulo 1: Análisis bibliográfico

En este capítulo se realiza una búsqueda bibliográfica en la literatura científica especializada sobre las principales temáticas tratadas en la investigación. Estas conciernen al tratamiento del petróleo, a tópicos de transferencia de calor y de técnicas de modelación matemática, así como a un análisis crítico de los principales modelos matemáticos realizados para tanques de almacenamiento y tratamiento de petróleo crudo. Todos estos elementos sientan las bases conceptuales de la presente investigación, lo que constituye su fundamento teórico.

1.1 Tratamiento del petróleo crudo

El fluido extraído en los pozos petrolíferos se compone esencialmente en petróleo crudo, gas natural y agua. El petróleo crudo para su comercialización debe someterse a un tratamiento, el que básicamente consiste en la separación de la mayor parte de su contenido de agua y sales minerales disueltas; donde la composición de estos componentes es su principal parámetro de calidad.

Es importante separar las sales que acompañan al petróleo crudo, debido a que son altamente corrosivas, provocan la obstrucción de tuberías y obstaculizan la refinación del crudo. Por otro lado, tal como señala Medina (2014) el agua disminuye la gravedad API del petróleo crudo (afectando el precio de comercialización del producto) y aumenta su viscosidad.

Para lograr la deshidratación del petróleo los métodos de tratamiento que se emplean son: químico, térmico, mecánico y eléctrico (Velázquez y Pereira, 2014; Savvidou, 2017). Generalmente, estos se combinan en dependencia del tipo de petróleo y de la disponibilidad de recursos.

- El tratamiento químico consiste en la aplicación de un producto desemulsionante que está diseñado especialmente para neutralizar el efecto estabilizador de los agentes emulsionantes. Los desemulsionantes están compuestos de surfactantes que migran a la interface petróleo-agua, debilitan la película rígida y facilitan la coalescencia de las gotas de agua. Su adición antes de una bomba disminuye la formación de emulsión por la acción de la bomba y garantiza un adecuado contacto con el petróleo crudo.

- El tratamiento térmico se caracteriza por el calentamiento del crudo en equipos de intercambio de calor, con el objetivo de reducir la viscosidad del petróleo e incrementar la velocidad de asentamiento de las gotas de agua.
- En el tratamiento mecánico se emplean equipos de separación dinámica como los tanques de sedimentación, que favorecen la separación gravitacional. Como el agua posee una mayor densidad que el petróleo las gotas tienden a asentarse.
- El tratamiento eléctrico consiste en la aplicación de un campo eléctrico que provoca el acercamiento de las gotas y se caracteriza por el empleo de equipos conocidos como deshidratadores electrostáticos.

En la EPEP-Centro se emplea una combinación del método térmico y químico conocido como tratamiento termoquímico en tanques de separación dinámica. Este se basa en la adición de un producto químico desemulsionante/floculante, que con el aumento de la temperatura tiene la propiedad de debilitar la acción de las sustancias emulsificadoras naturales (asfaltenos, resinas, ceras y otros) contenidas en la emulsión agua-petróleo, lo que favorece la separación de las fases (EPEP-C, 2022b). Actualmente la sustancia que se emplea es *Bycosin DP-2030*, la que es muy efectiva para lograr la deshidratación del crudo y la sedimentación de los sólidos que contiene.

El mecanismo de ruptura de la emulsión cuando se emplean desemulsionantes se produce mediante tres etapas: difusión del producto químico en la emulsión, reemplazo de la película rígida de asfaltenos alrededor de la gota de agua y formación de una película blanda que facilita la coalescencia de las gotas (Hernández, A. 2020).

1.1.1 Emulsión agua-petróleo

Según Hernández, O. (2016) una emulsión es un sistema líquido heterogéneo conformado por dos líquidos inmiscibles, con uno de ellos íntimamente disperso en forma de gotas pequeñas en el seno del otro líquido. Usualmente, la fase con fracción de volumen menor es la fase dispersa o interna y la otra es la fase continua o externa (Bañal, 2015; Savvidou, 2017).

Los requisitos fundamentales para formar una emulsión son:

1. Presencia de dos líquidos inmiscibles, como el agua y el petróleo.
2. Agitación suficiente para que uno de los líquidos se disperse en pequeñas gotas en el seno del otro.

3. La estabilización de las gotas dispersas en la fase continua mediante la acción de un agente emulsionante.

En la industria petrolera generalmente el agua se conoce como la fase acuosa dispersa y el petróleo como la fase continua (Marfisi y Salager, 2004). Durante las operaciones de extracción y el transporte en superficie se produce la agitación suficiente para que el agua se disperse en el petróleo (bombeo de centros colectores a planta de tratamiento) y forme la emulsión agua-petróleo (Rizo, 2008).

Según Marfisi y Salager (2004) y Hernández, O. (2016) la cantidad de agua emulsionada en el tratamiento es muy variable, pues los crudos pesados y extrapesados (20 °API o menos) contienen usualmente de 10 a 35% (v/v) de agua, mientras los crudos medianos y ligeros (20°API o más) tienen de 5 a 20% (v/v) de agua.

Hernández, O. (2016) señala que al aumentar la agitación disminuyen las gotas de agua dispersas en el petróleo. Generalmente las emulsiones con gotas de agua más pequeñas son más estables y su tratamiento es más complicado que las que tienen gotas más grandes. La acción de un agente emulsionante estabiliza la emulsión (Bañal, 2015).

A su vez, el petróleo crudo contiene componentes activos interfaciales naturales y partículas como resinas y asfaltenos, que tienden a concentrarse en la interfase agua-petróleo (Velázquez y Pereira, 2014). Dichos componentes forman una película interfacial alrededor de las gotas dispersas y según Marfisi y Salager (2004) ello estabiliza la emulsión, debido a que aumenta la tensión interfacial, forma una barrera viscosa que prohíbe la coalescencia de las gotas y, si el surfactante adsorbido en la interfase es polar, su carga eléctrica provoca que se repelen unas gotas con otras.

1.1.2 Estabilidad de la emulsión agua-petróleo

En dependencia de la cantidad y la naturaleza de los agentes emulsionantes una emulsión puede ser estable o inestable. Savvidou (2017) define una emulsión estable cuando no se separa fácilmente el agua del petróleo. Eso sucede cuando el emulsionante migra a la interface agua-petróleo y forma una película interfacial alrededor de la gota.

Marfisi y Salager (2004) relacionan la estabilidad de una emulsión con el volumen de las fases separadas, pues transcurrido un tiempo el sistema se separa en tres zonas: una zona central en forma de emulsión con alto contenido de la fase dispersa y dos fases separadas: agua y petróleo.

Entre las propiedades que intervienen en la estabilidad de la emulsión se destacan (Hernández, O. 2016):

- Viscosidad de la fase externa: una viscosidad elevada en la fase externa disminuye la frecuencia de colisión de las gotas por lo se incrementa la estabilidad de la emulsión.
- Tamaño de la gota: las gotas pequeñas menores de 10 μm producen emulsiones más estables. Para separar el agua las gotas se unen, pero las gotas más pequeñas requieren de un mayor tiempo de separación.
- Relación de volumen de fases: un incremento del volumen de la fase dispersa aumenta el número y el tamaño de gotas, por lo que la distancia entre ellas se reduce y esto amplía su posibilidad de colisión. Estos factores disminuyen la estabilidad de la emulsión.
- Temperatura: al aumentar la temperatura la adsorción de surfactantes naturales disminuye al igual que la viscosidad de la fase externa o continua y la rigidez de la película interfacial, esto reduce la estabilidad de la emulsión.
- Diferencia de densidad: La fuerza de gravedad en las gotas es directamente proporcional a la diferencia de densidades entre las gotas y la fase continua, razón por la cual se acelera la velocidad de sedimentación de las gotas al aumentar la diferencia de densidad por incremento de la temperatura.

El petróleo crudo es tratado con el objetivo de neutralizar la acción del agente emulsionante, destruir la película interfacial y facilitar la formación de gotas de mayor tamaño, de manera que aumente su posibilidad de colisión. Las operaciones de tratamiento para romper la emulsión se tienen que llevar a cabo lo más temprano posible (Savvidou, 2017).

1.2 Elementos de transferencia de calor para la modelación del régimen térmico de tanques de tratamiento de petróleo crudo

Toda industria, pequeña o grande, tiene procesos de transferencia de calor para diversas operaciones (Kumar et al., 2020). Desde un enfoque termodinámico, el calor es una forma de energía en tránsito entre dos sistemas o de un sistema a los alrededores en virtud de una diferencia espacial de temperaturas (Karwa, 2017; Silcox et al., 2019).

Básicamente existen tres mecanismos fundamentales de transferencia de calor: conducción, convección y radiación (Brown, 1967).

- Conducción

La conducción térmica es un proceso en el cual el calor se trasmite por contacto directo de las partículas en un cuerpo sin que haya movimiento del material en su conjunto (Karwa, 2017). El calor transferido por el mecanismo conductivo se determina por la Ley de Fourier (ecuación 1.1) (Bajali et al., 2020):

$$Q_{cond} = -kA \frac{dT}{dx} \quad (1.1)$$

Donde:

Q_{cond} : Calor trasferido por conducción (W)

k : Conductividad térmica (W/mK)

A : Área de transferencia de calor (m^2)

$\frac{dT}{dx}$: Gradiente de temperaturas en la dirección del flujo de calor (K)

La conductividad térmica de un material es una medida de la capacidad que tiene el material de transferir el calor, la cual es característica del mismo (Incropera et al., 2017).

- Convección

En los sistemas en que se intercambia calor entre una superficie sólida y un fluido en movimiento, el transporte de calor generalmente ocurre por el mecanismo de convección (Bejan y Kraus, 2003). En este caso, el flujo de calor es independiente de las propiedades del material de dicha superficie sólida y solamente depende de las propiedades del fluido (Kothandaraman, 2006).

La convección ocurre cuando se transporta calor que se mueve desde una región de mayor temperatura a otra de menor temperatura. Así, el transporte de calor está ligado al movimiento del propio medio (Karwa, 2017). En dependencia de las características del sistema de flujo la convección puede ser forzada o natural (Bird et al., 2014).

La convección libre o natural es el modo de transferencia de calor que tiene lugar desde una superficie a un fluido, en presencia de una diferencia de temperatura (que generalmente implica una diferencia de densidades) entre la superficie y el fluido, pero en ausencia de cualquier flujo

impuesto externamente (Ramesh y Dusan, 2003; Venkateshan, 2021). Según Puyans et al. (1992) estas diferencias de densidades dan lugar a fuerzas internas de flotación o de empuje. Las diferencias de densidad también pueden ser causadas por los gradientes de composición (Karwa, 2017).

La convección se denomina forzada si el fluido es obligado a fluir sobre una superficie o en un conducto por medios externos como un ventilador, una bomba o un soplador, es decir (flujo inducido mecánicamente) (Karwa, 2017). La transferencia de calor por convección va siempre acompañada de la conducción.

Dentro de este mecanismo, también se considera a la transferencia de calor por cambio de fase (ej: condensación y ebullición), siendo estas formas especiales de la convección. Tanto la condensación como la ebullición dependen del calor latente de vaporización, de las propiedades de cada fase y de la tensión superficial (Gencel y Ghajar, 2020).

El problema fundamental en la convección es la determinación de los coeficientes peliculares de transferencia de calor. Los coeficientes peliculares de transferencia de calor son la medida de la velocidad con que se transfiere el calor y dependen de las propiedades del fluido, geometría del sistema y del movimiento del fluido (Gupta, 2021). La principal vía para la determinación de los coeficientes peliculares de transferencia de calor es a través de ecuaciones empíricas o semi-empíricas, siendo de gran importancia para su empleo: un adecuado análisis de la geometría del problema, introducir los términos independientes en las unidades adecuadas y el cumplimiento con las restricciones de aplicación.

- Radiación

La radiación térmica es el proceso de propagación del calor mediante ondas electromagnéticas que se produce en virtud de la temperatura del cuerpo. Depende tanto de la temperatura como de una propiedad óptica conocida como emisividad del cuerpo. A diferencia de las transferencias de calor por conducción y convección, la radiación puede tener lugar a través de un vacío perfecto. Los sólidos, los líquidos y los gases pueden irradiar energía (Karwa, 2017).

La radiación térmica no juega un papel importante en la transferencia de calor en tanques de tratamiento, desde que, según Incropera et al. (2017) esta comienza a ser significativa por

encima de los 300°C, a pesar de que los cuerpos comienzan a transferir calor por radiación a partir del cero absoluto (-273°C).

Rara vez los mecanismos de transferencia de calor ocurren de forma independiente y aislada, en un sistema determinado. Todo lo contrario, es una combinación de ellos la que tiene lugar y de ahí que los problemas se vuelvan matemáticamente muy complejos cuando se solucionan. Estas complicaciones han llevado al desarrollo de métodos analíticos avanzados, métodos analíticos aproximados y métodos numéricos (Venkateshan, 2021).

En los tanques de tratamiento térmico de petróleo crudo pueden verificarse la transferencia de calor por conducción, por convección natural y por cambio de fase en los dispositivos de calentamiento. Mientras tanto, el calor perdido hacia el ambiente se puede verificar principalmente por convección natural. A su vez, para determinar la temperatura del petróleo resultante por efecto del calentamiento, el calor cedido por el agente de calentamiento puede calcularse a partir del consumo de vapor o por la ecuación general de transferencia de calor (ecuación 1.2).

$$Q = U \cdot A \cdot LMTD \quad (1.2)$$

Donde:

Q : Calor transferido (W)

U : Coeficiente global de transferencia de calor (W/m² K)

$LMTD$: Diferencia media logarítmica de temperaturas (K)

A : Área de transferencia de calor (m²)

El coeficiente global de transferencia de calor puede determinarse a partir de la resistencia a cada uno de los mecanismos de transferencia de calor y del factor de ensuciamiento (Gencel y Ghajar, 2020). La resistencia que se ofrece a cada mecanismo de transferencia de calor se calcula, según corresponda, a partir de la conductividad térmica de los materiales involucrados y/o los coeficientes peliculares de transferencia de calor (Holman, 2010). Estos últimos estimados de acuerdo a la situación física concreta del problema en particular. En cambio, el factor de ensuciamiento (cuando se desconoce su valor real) se puede fijar a partir de valores típicos tabulados en la literatura especializada, según los fluidos involucrados. Al respecto, la

mayoría de los autores refieren un factor de ensuciamiento de $0,0009 \text{ m}^2\text{K/W}$ para el petróleo (Incropera et al., 2017; Karwa, 2017; Flynn et al., 2019; Gencel y Ghajar, 2020; Gupta, 2021) aunque Karwa (2017) recomienda valores comprendidos entre $0,00035\text{-}0,0009 \text{ m}^2\text{K/W}$. Estos valores reportados por la literatura deben garantizar el funcionamiento eficiente de los equipos de transferencia de calor entre 12 y 18 meses sin mantenimiento o limpieza (Kern, 2019).

El factor de ensuciamiento es cero para un intercambiador de calor nuevo y aumenta con el tiempo a medida que los depósitos sólidos se acumulan en la superficie del intercambiador. El factor de ensuciamiento depende de la temperatura de funcionamiento y de la velocidad de los fluidos, así como de la duración del servicio. El ensuciamiento aumenta con el aumento de la temperatura y la disminución de la velocidad (Gencel y Ghajar, 2020).

1.3 Modelación matemática aplicada a problemas de ingeniería

La modelación matemática es una actividad importante en la ciencia y en la ingeniería, constituyendo los modelos matemáticos una abstracción de sistemas reales y procesos (Serovajsky, 2022). Básicamente la modelación matemática es la representación de un sistema por un conjunto de ecuaciones o relaciones matemáticas (Mickens, 2022).

Si un modelo matemático es capaz de reflejar, describir o explicar adecuadamente el comportamiento de una situación en la vida práctica, entonces a través de él es posible alcanzar un mayor entendimiento del sistema en cuestión; lo que contribuye a su control y mejoramiento (Banerjee, 2014). Los modelos matemáticos, con diferentes tipos y complejidades, generalmente se usan en ingeniería química para el diseño, escalado, optimización, control de procesos, evaluación y planificación de experimentos, para entender mecanismos y fenómenos, entre otras cuestiones (Rasmuson et al., 2014).

En la figura 1.1 se muestra la secuencia lógica de etapas involucradas en la modelación matemática aplicada a problemas de ingeniería:

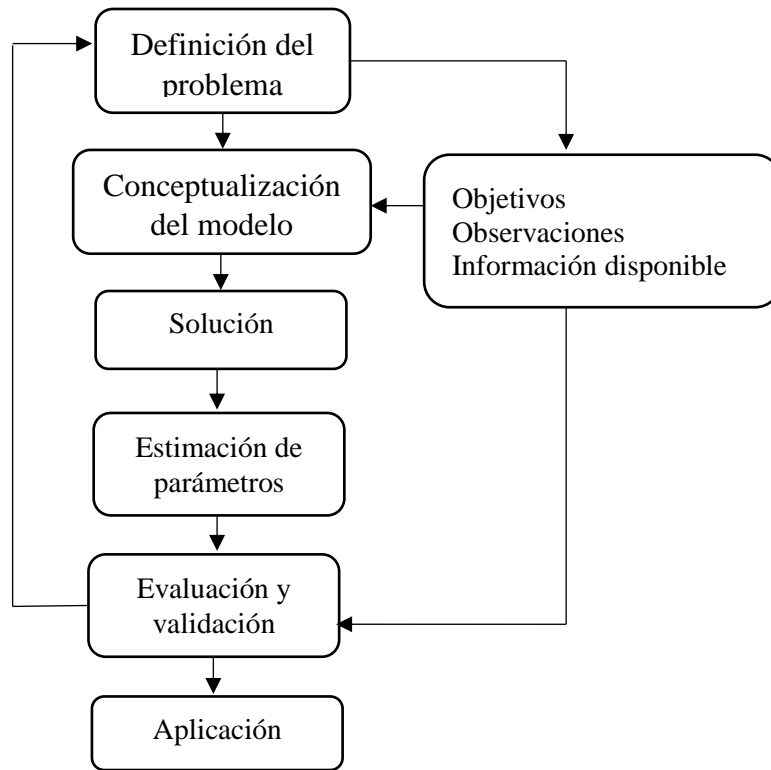


Figura 1.1: Etapas presentes en el desarrollo de un modelo matemático (Fuente: Rasmuson et al. (2014)).

En general, el desarrollo de un modelo completamente exacto es bastante difícil. En ocasiones, el fenómeno no se conoce por completo, los datos experimentales no están del todo disponibles; o bien, no es necesario incluir todos los detalles (Chidambaram, 2018). El éxito de la modelación está en dependencia de los objetivos que se persigan con el modelo matemático y del error permisible establecido; o sea, el mejor modelo no es el más detallado, descriptivo o preciso sino el que mejor satisfaga los intereses por los cuales se realiza la modelación (en base a los errores admisibles).

La modelación matemática para la solución de un problema de ingeniería complejo, en ocasiones, es un proceso de mejora continua, a través de correcciones sistemáticas (retroalimentación). De hecho, Chidambaram (2018) plantea: “(...) es conveniente empezar con un modelo sencillo que tenga un objetivo limitado, y luego mejorarlo según sea necesario”.

Un aspecto de suma importancia en la modelación matemática es el conjunto de supuestos o consideraciones que se realizan para la simplificación de la realidad a representarse en el modelo. Tal como refiere Rasmuson et al. (2014), el desarrollo de un modelo conceptual implica

la idealización, y siempre hay que establecer un compromiso entre la generalidad del modelo y la precisión. Esta selección de supuestos debe realizarse con mucha precaución y deben ser correctamente explicados en base a la evidencia experimental o a los objetivos de la modelación (Aliev y Mishchenkova, 2016; Eck et al., 2017). Suposiciones o consideraciones incorrectas traen como consecuencia una explicación desacertada del sistema o fenómeno y conllevan a la invalidación del modelo.

Existen diversas clasificaciones de los modelos matemáticos en dependencia de su estructura matemática, naturaleza descriptiva, técnica empleada, tipo de variables involucradas, solución, entre otras cuestiones. En la tabla 1.1 se muestran las principales clasificaciones al respecto (Rasmuson et al., 2014):

Tabla 1.1: Clasificaciones de modelos matemáticos.

Clasificación	Criterio de clasificación
Fenomenológico	Se construyen en base a la naturaleza física del sistema, a través de las leyes físicas que lo rigen
Empírico	Se construyen a partir del ajuste de datos, no parten del conocimiento de los mecanismos o fenómenos que ocurren en el sistema
Estocástico	Parten de las probabilidades e incertidumbre, asociados a fenómenos de naturaleza aleatoria.
Determinístico	Parten del análisis de causa y efecto
Parámetro distribuido	Analizan los cambios en el comportamiento de un punto a otro en el sistema
Parámetro combinado	No se consideran variaciones en el espacio
Lineal	Se aplica el Principio de superposición
No lineal	No se aplica el Principio de superposición
Continuo	Involucra variables continuas
Discreto	Involucra variables discretas
Mixto	Involucra variables continuas y discretas
Dinámico	Analiza las variaciones respecto al tiempo
Estacionario	Considera que no existen variaciones en el tiempo

Fuente: (Rasmuson et al., 2014)

Dentro de estas clasificaciones, tiene una significación importante la correspondiente a la técnica de modelación. La técnica de modelación se define en la etapa de “conceptualización del modelo” mostrada en la figura 1.1.

Los modelos empíricos, como modelos de caja negra, obvian los elementos internos y fenómenos físicos que ocurren dentro del volumen de control de la modelación matemática y básicamente se corresponden al ajuste de datos (Rasmuson et al., 2014). Estos son potencialmente útiles cuando se tiene una cantidad suficiente y adecuada de datos, y el fenómeno o proceso en cuestión posee una complejidad tal, que imposibilita su descripción a través de leyes físicas. Son poco robustos y su dominio de aplicación está estrictamente restringido, en primera instancia, para el rango de los valores ajustados (información experimental). A su vez, pueden usarse para el ajuste de datos tabulados o para la simplificación de una modelación compleja a partir de información proveniente una realidad simulada.

De modo contrario, los modelos fenomenológicos exigen el conocimiento adecuado del fenómeno o proceso y la descripción del mismo a través de leyes físicas. Son mucho más flexibles, lo que permite una mayor adaptabilidad y validez del modelo ante determinados cambios en las características físicas del sistema estudiado.

Por estas cuestiones, para la modelación del tratamiento térmico del petróleo crudo en el análisis operacional de este proceso, la modelación empírica no resulta apropiada. Para esta técnica de modelación se necesitaría de una colección de datos que en la práctica es muy difícil de obtener experimentalmente. De modo contrario, con la modelación fenomenológica puede estudiarse los fenómenos físicos involucrados en este y obtenerse un modelo mucho más robusto y flexible.

1.3.1 Niveles de descripción de los modelos de naturaleza fenomenológica

Uno de los aspectos fundamentales para el desarrollo de la modelación fenomenológica es definir el nivel de descripción al cual se va a realizar (grado de detalle físico). De acuerdo a Himmelblau y Bischoff (1976), en la modelación fenomenológica se tienen los siguientes niveles de descripción: molecular, microscópico, gradiente múltiple y gradiente máximo.

El nivel molecular se distingue por el hecho de que el sistema es arbitrario, como si estuviera compuesto por entidades individuales, cada una de las cuales obedece a ciertas reglas. En consecuencia, las propiedades y las variables de estado del sistema se obtienen sumando todas las entidades. La mecánica cuántica, la mecánica estadística de equilibrio y de no equilibrio, y la mecánica clásica son métodos típicos de análisis, mediante los cuales se pueden calcular las propiedades y respuestas del sistema (Rasmuson et al., 2014).

Una descripción microscópica supone que un proceso actúa como un elemento continuo y que los balances de masa, momento y energía pueden escribirse en forma de ecuaciones fenomenológicas. En este nivel se ignoran las interacciones moleculares detalladas y se formulan ecuaciones de equilibrio diferenciales para el *momentum*, energía y masa. En este nivel de descripción se ignoran las interacciones moleculares (Rasmuson et al., 2014).

En el nivel de gradiente múltiple, las ecuaciones matemáticas que lo caracterizan son similares a las del microscópico, a diferencia de que emplea coeficientes modificados o coeficientes efectivos en lugar de los coeficientes de transporte puntuales. Su aplicación fundamental es en procesos con flujo turbulento o en caminos complicados tales como en camas empacadas y medios porosos. También se aplica en procesos con régimen laminar (Viera et al., 1988).

Mientras que en el nivel de gradiente máximo se desprecia el mecanismo de dispersión en todas las direcciones y solo se considera el mecanismo convectivo en la dirección del flujo principal, además del posible transporte por interface o superficie, de acuerdo al caso. Se asume que la velocidad es constante o una función simple del eje de flujo, por lo tanto, el balance de *momentum* no procede en estos modelos. Las concentraciones y temperaturas no son valores puntuales en la dirección de flujo, sino valores promedios en la sección transversal al flujo y son funciones de una sola dirección coordenada. Se utiliza para sistemas de flujo continuo, además de régimen laminar y turbulento (Viera et al., 1988).

El nivel macroscópico, ignora todos los detalles dentro de un sistema y se limita a crear una ecuación de balance para todo el sistema. Las variables dependientes, como la concentración y la temperatura, no son funciones de posición, sino que representan promedios globales en todo el volumen del sistema. Este es eficaz siempre que no se requiera información detallada interna del sistema en la construcción del modelo (Rasmuson et al., 2014).

1.4 Aplicación de la modelación matemática al comportamiento térmico de tanques de almacenamiento y tratamiento de petróleo

Los principales trabajos reportados en la literatura técnica corresponden a investigaciones realizadas por el Grupo de Eficiencia de Procesos de la Universidad de Matanzas, destacándose los trabajos de: Delgado (2011), García (2014), Bañal (2015) y Hernández, A. (2020).

- Investigaciones de modelación matemática aplicada a tanques de almacenamiento de petróleo

García (2014) realiza la modelación del funcionamiento de dos tanques de almacenamiento de crudo de la Empresa Comercializadora de Combustibles Matanzas, para analizar con mayor profundidad la influencia de la relación entre el diámetro y la altura en las pérdidas de calor al medio. En este trabajo se simula la distribución de temperaturas en el interior de los tanques mediante el método de diferencias finitas y se estima el perfil de pérdidas energéticas con el uso del software interactivo MATLAB. De esta investigación se obtiene que los tanques de menor altura alcanzan en menor tiempo el equilibrio entre el calor que absorben y el que ceden; y que los tanques de mayor altura logran una mayor homogeneidad de la temperatura en el interior del tanque.

La modelación realizada es fenomenológica con nivel de descripción microscópico. El autor considera a la convección natural causada por la diferencia de densidades del petróleo en el tanque causadas por variaciones de temperatura. Las propiedades físicas del petróleo (densidad, conductividad térmica, calor específico y viscosidad) se estiman a partir de las correlaciones empíricas obtenidas por (Rizo, 2008) para mezclas de crudos sometidas a tratamiento termo-físico del Yacimiento de Varadero (Matanzas, Cuba).

Delgado (2011) realiza la modelación del funcionamiento de un tanque de almacenamiento de crudo de la Empresa Comercializadora de Combustibles Matanzas. La modelación realizada fue fenomenológica con nivel de descripción microscópico. En este trabajo se simula la distribución de temperaturas en el interior del tanque mediante el método de diferencias finitas y estima su perfil de pérdidas energéticas con el uso del software interactivo MATLAB. Este autor demuestra que debido a las pérdidas de calor es necesario generar 290 kg de vapor al día, lo que implica unas pérdidas económicas de 106 209 cup/año.

- Investigaciones de modelación matemática aplicada a tanques de tratamiento de petróleo

Bañal (2015) estudia la influencia de modificaciones tecnológicas en los tanques estáticos de 5 000 m³ de capacidad, pertenecientes a la PPC de la EPEP-Centro sobre las variables de tiempo de calentamiento y el consumo de vapor requerido. Ello se realiza a través de un modelo de

simulación en régimen transitorio de la transferencia de calor en dichos tanques. La caracterización de los tanques, la determinación de las propiedades físico-químicas del petróleo crudo, así como los modelos de viscosidad y densidad del petróleo, también son analizados. La solución del modelo se realiza con el uso del software interactivo MATLAB. Una vez solucionado el modelo, se aprecia que la disminución de la temperatura de entrada del petróleo a los tanques aumenta el consumo de vapor en un 51% y el volumen del fluido total contenido en estos en 1,5%. De las modificaciones realizadas, la inyección de condensado en los tanques disminuye el consumo de vapor en un 56,5%.

Para la estimación de las propiedades físicas del petróleo Bañal (2015) emplea las correlaciones empíricas de Rizo, (2008). En esta investigación se analiza el proceso de tratamiento de petróleo en el tanque que, a su vez, corresponde al proceso de llenado del equipo. Por esta razón, se trabaja simultáneamente con un modelo dinámico que describe el proceso másico de llenado y otro el comportamiento térmico durante el tratamiento térmico del petróleo crudo.

El nivel de descripción empleado fue macroscópico, incurriéndose en considerar que, para un instante de tiempo, la temperatura en la masa de crudo es homogénea o en igual sentido, que los bancos de serpentines calientan uniformemente a todo el petróleo tratado. Esta modelación matemática tiene como limitación también que contempla el calor cedido por los dos bancos de serpentines en instantes de tiempo en que no existe petróleo crudo en contacto con los mismos. Pese a estas limitaciones, esta investigación de Bañal (2015) tiene el importante valor de constituir una primera aproximación a la modelación de tanques de tratamiento térmico en dicha empresa; aunque el modelo matemático obtenido no responde a los intereses tecnológicos actuales de la entidad.

Hernández, A. (2020) propone una metodología para modelar matemáticamente el proceso de tratamiento térmico del petróleo en un tanque de EPEP-Centro. Para ello se desarrolla un modelo matemático fenomenológico para estudiar el comportamiento de la temperatura con nivel de descripción microscópico en coordenadas rectangulares. Considera los cambios de temperatura en la dirección principal y perpendicular al flujo de petróleo, el calor cedido por los serpentines, el calor intercambiado por convección natural en el interior del tanque y el calor perdido al ambiente por convección natural. Para la solución de este modelo se sugiere el método de diferencias finitas a través del software interactivo MATLAB.

Esta modelación matemática, en principio, es bastante detallada. Sin embargo, tiene como principal limitación que no está proyectada para el llenado del tanque, sino que parte de que todo el petróleo ya se encuentra almacenado en el mismo; obviando las principales etapas del tratamiento térmico en estos equipos. En igual sentido, no tiene implementados algoritmos de cálculos que permitan diferenciar las distintas secciones del tanque en cuanto a la transferencia de calor. Pese a estas limitaciones, el trabajo tiene el valor de dilucidar la descripción, en términos de transferencia de calor, de los mecanismos involucrados en el calentamiento del petróleo. Este modelo matemático no responde a los intereses tecnológicos actuales de la entidad.

1.5 Conclusiones parciales del capítulo

1. El método de tratamiento termoquímico resulta muy efectivo para lograr la ruptura de la emulsión agua-petróleo.
2. La modelación matemática de naturaleza fenomenológica es la más adecuada para modelar el proceso de tratamiento térmico del petróleo crudo.
3. El software interactivo MATLAB permite la solución de la modelación matemática del tratamiento térmico del petróleo crudo.
4. Los modelos matemáticos realizados en investigaciones anteriores no se ajustan a los intereses tecnológicos actuales de la empresa.

Capítulo 2: Materiales y métodos

En este capítulo se desarrolla la metodología para la modelación matemática y evaluación del proceso de tratamiento térmico del petróleo crudo en un tanque de la empresa EPEP-Centro. Metodológicamente la investigación se divide en cinco etapas fundamentales. En la primera de ella se realiza la descripción del proceso tecnológico en cuestión y de los parámetros de operación y diseño del tanque de tratamiento, elementos que permiten la caracterización física del volumen de control. En la segunda etapa se realizan las principales consideraciones para la modelación matemática y se determina el nivel de descripción más adecuado para la misma. En la tercera etapa se desarrollan todas las expresiones de balances de masa y energía y elementos de transferencia de calor que permiten la descripción matemática del sistema físico objeto de análisis. En la cuarta etapa se procede a la solución y validación de la modelación matemática para finalmente, a partir de los modelos matemáticos analizar y evaluar el proceso de tratamiento térmico del petróleo (quinta etapa).

2.1. Descripción del proceso tecnológico de producción de petróleo de la EPEP-Centro

La producción de petróleo comienza desde los centros colectores, donde se recolecta el crudo y se realiza la primera etapa de separación de fases, en la cual se separa hasta un 95% del gas acompañante del mismo. El petróleo se bombea desde los centros colectores mediante una red de oleoductos hasta la Estación de Rebombeo Oeste (ERO, por sus siglas), que proporciona el 80% de la producción de la empresa, o la Estación de Rebombeo Este (ERE, por sus siglas), que bombea el 20% restante.

En la ERO se adiciona la sustancia reductora de viscosidad (nafta o destilado medio) para garantizar una mejor transportación del crudo por el oleoducto e influir positivamente en su tratamiento. Además, se añade un producto químico desemulsionante que tiene la propiedad de destruir o neutralizar la acción de las emulsiones, lo que favorece la separación de las fases agua-petróleo.

El petróleo se bombea a través de oleoductos o es transportado por carros cisternas hasta la PPC en donde se aplica el tratamiento primario. Al llegar, primeramente, se calienta en un intercambiador de calor en espiral hasta alcanzar los 80°C; para garantizar una mejor separación

de gas en el tanque dinámico. Los intercambiadores de calor de conjunto con el tanque dinámico conforman la segunda etapa de separación (SES, por sus siglas). El gas separado, tanto en la primera etapa de separación en los centros colectores como en la segunda en la PPC, va a través de una red de gaseoducto hacia la Planta de Ciclo Combinado de Turbinas de Gas de ENERGAS S.A.

La eliminación del contenido de impurezas, esencialmente agua y sedimentos tiene lugar en los tanques estáticos. En dichos tanques el crudo se calienta mediante un banco de tubos (que se conoce en la PPC como banco de serpentines) y se deja reposar hasta alcanzar los parámetros requeridos para su venta que son contenido de agua y sedimentos (BSW de su denominación en inglés: *Basic Sediments and Water*) menor o igual que 2%.

Luego el petróleo se bombea hacia los tanques de almacenamiento en la estación cabecera del oleoducto magistral Varadero-Matanzas (ECO, por sus siglas). Desde estos tanques el petróleo se bombea empleando las bombas *boosters*, que lo impulsan a través de los intercambiadores de calor donde alcanza 90°C hasta las bombas magistrales. Finalmente, las bombas magistrales bombean el petróleo por el oleoducto magistral hacia la DTCCM. Para una mejor comprensión del proceso de producción de petróleo crudo se muestra el diagrama de flujo en el anexo 1.

2.1.1 Descripción de la operación tecnológica de un tanque de tratamiento

El trabajo se realiza en un tanque estático de tratamiento de 10 000 m³ de capacidad de la PPC, cuyas características estructurales se muestran en el anexo 2. En el mismo se efectúa la etapa final del tratamiento del petróleo, que consiste en la eliminación del contenido de impurezas, esencialmente agua y sedimentos hasta valores permitidos para la comercialización.

Este proceso ocurre mediante la acción de sustancias desemulsionantes, las cuales tienen como propósito disminuir las tensiones superficiales existentes entre el agua y el petróleo, lo que permite a las pequeñas gotas de agua formar flóculos, que precipitan al fondo del tanque por diferencia de densidades.

La entrada de petróleo al tanque se realiza a través de una columna desgasificadora interior central, con el objetivo de separar el gas que no ha sido separado en etapas anteriores. En este proceso de separación, el petróleo asciende por diferencia de densidades por encima del nivel de agua.

El sistema de calentamiento del tanque está formado por dos bancos de tubos inferiores y dos bancos superiores, con 17 tubos cada uno (anexo 3). Los bancos inferiores y superiores se diferencian por la altura a la que se encuentran y también por la longitud de los tubos. Cuando el nivel de petróleo sobrepasa la altura de los serpentines, se suministra vapor saturado a través de estos para calentarlo hasta alcanzar un intervalo de temperatura máxima de 80-85°C.

Este calentamiento favorece la acción de las sustancias desmenuzantes, la separación del gas que aún pueda contener, y la disminución de la viscosidad del petróleo. Cuando el petróleo crudo alcanza la temperatura deseada, se regula el flujo de vapor de calentamiento o se cierra totalmente, aunque no se haya alcanzado el volumen máximo de llenado del tanque, con el fin de lograr una temperatura ligeramente superior a los 80°C al concluir el llenado. El condensado del vapor de calentamiento se incorporan al agua libre (se refiere al agua que se separa del petróleo fácilmente por la acción de la gravedad cuando la velocidad de los fluidos es suficientemente baja) contenida en el tanque conjuntamente con el agua que resulta de la ruptura de la emulsión agua-petróleo.

Al concluir el llenado del tanque, el petróleo almacenado en él se deja en reposo hasta alcanzar los parámetros requeridos para su venta. Luego se bombea hacia los tanques de la ECO, donde se almacena para su posterior trasiego por el oleoducto magistral hacia la DTCCM.

2.2 Modelación matemática de un tanque estático de 10 000 m³ de la Planta de Procesamiento de Crudo

La modelación matemática se desarrolla, en primera instancia, para obtener el perfil de temperatura del petróleo durante el tratamiento termoquímico en el tanque, proceso que básicamente se corresponde al llenado parcial del mismo.

Como primera aproximación al problema de modelación matemática, solamente se consideran los cambios de temperatura a través de la dirección principal de flujo. O sea, no se consideran los cambios de temperatura en la dirección radial; siendo esta la principal abstracción de la modelación matemática. De forma global, los mayores cambios de temperatura se experimentan en la dirección principal de flujo y no en la dirección radial, debido a la existencia de dos bancos de serpentines colocados a diferentes niveles de altura. El calor intercambiado a través de los bancos de serpentines es el principal causante de los cambios de temperatura que se evidencian

durante la operación del tratamiento termoquímico, lo que tiene efecto a medida que el petróleo fluye por el tanque.

Esta consideración reduce sustancialmente la complejidad matemática del modelo, y permite obtener un modelo menos detallado, pero de menor costo computacional de solución. Ello implica la introducción de una fuente de error aceptable para los fines prácticos del modelo matemático. Por este motivo, el nivel de descripción de la modelación matemática fenomenológica es gradiente máximo.

La modelación matemática solamente se concibe para el proceso de llenado parcial o total del tanque, lo que coincide con el tratamiento termoquímico del petróleo. No se corresponde para el almacenamiento de crudo, una vez alcanzado el llenado total. Ello implica en términos de energía, que los cambios de temperatura que se experimentan en la dirección de flujo (o a niveles de altura) sean los mismos cambios que se verifican en la dimensión tiempo. Como la altura del petróleo en el tanque es efecto directo del llenado, o sea, de los niveles de tiempo, los cambios de temperatura observados en el eje de flujo y los cambios de temperatura observados en la dimensión tiempo son dos expresiones totalmente homólogas de la misma fuente de variación. Ello por supuesto, parte del hecho que solo se considera cambios de temperatura en el eje de flujo y que solo se analiza el proceso de llenado del tanque.

Por tales razones, en términos de balance de energía, puede no considerarse los cambios de temperatura en la dimensión tiempo, sino que solamente en la dirección de flujo; cuyos niveles de altura tienen asociado un tiempo de llenado determinado (balance de masa).

Como otros elementos importantes a tener en consideración en la modelación matemática se tienen:

- El régimen de flujo es laminar ($Re_D = 11,47 \leq 2\ 300$).
- Los cambios del volumen activo del tanque por la incorporación de los condensados del vapor utilizado como agente de calentamiento son insignificantes.
- No resulta de interés estudiar el calentamiento del agua residual ni del petróleo ubicado por debajo del nivel mínimo de alimentación de petróleo al tanque.
- Existe intercambio de calor por el mecanismo de convección natural en el interior del tanque, causado por la diferencia de densidades que experimenta el petróleo.

- Se considera que las pérdidas de calor del tanque al ambiente alrededor del tanque son solamente por convección natural. Tal como se plantea en el capítulo anterior, la transferencia de calor por radiación para estos sistemas no es significativa mientras que, por conducción, a través de la pared del tanque es despreciable.
- Para la selección de las correlaciones que se emplean para determinar el coeficiente de transferencia de calor por condensación se considera que los serpentines están dispuestos horizontalmente. Estos poseen una pequeña inclinación únicamente con el objetivo de garantizar que no ocurra acumulación de condensado.
- El tanque en su interior está constituido por secciones bien diferenciadas en cuanto a la transferencia de calor, donde existen zonas en la que hay contacto directo del petróleo con los bancos de serpentines y otras en las que no.

En la figura 2.1 se representa gráficamente un corte transversal a partir de la mitad del tanque, en donde la dirección de flujo se corresponde con el eje “z”.

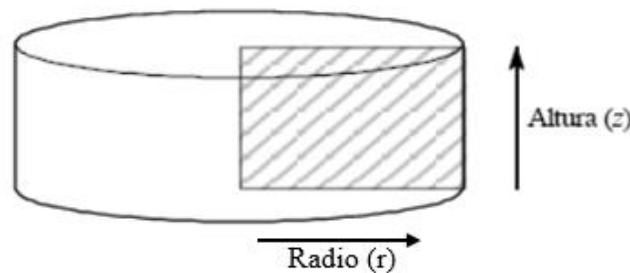


Figura 2.1: Representación gráfica del modelo en coordenadas cartesianas [Fuente: elaboración propia].

Según (Himmelblau y Bischoff, 1976) y (Viera et al., 1988) la expresión general del balance de energía para gradiente máximo (ecuación 2.1) es:

$$\rho_p C p_p \left(\frac{\partial T_p}{\partial t} + v_z \frac{\partial T_p}{\partial z} \right) = S_R + E \quad (2.1)$$

Donde:

ρ_p : Densidad del petróleo (kg/m³)

$C p_p$: Capacidad calorífica del petróleo a la presión de trabajo (J/kg K)

$\frac{\partial T_p}{\partial t}$: Variación de la temperatura con respecto al tiempo (K/s)

$\frac{\partial T_p}{\partial z}$: Variación de la temperatura con respecto al eje de flujo (K/m)

v_z : Velocidad del fluido en la dirección de flujo “z” (m/s)

S_R : Generación de energía por reacción química (kW/m³)

E : Energía en forma de calor (Q) transferido por unidad de volumen (kW/m³)

Según las consideraciones de la modelación y las características físicas del sistema, en la expresión general anterior se realizan las simplificaciones:

- En términos de balance de energía no se consideran los cambios en la dimensión tiempo ($\frac{\partial T_p}{\partial t} = 0$).
- Como no ocurre reacción química, el término referido al calor que se genera o consume por reacción química se simplifica de la ecuación general ($S_R = 0$).

De acuerdo a ello se llega a la ecuación 2.2:

$$\frac{\partial T_p}{\partial z} = \frac{Q}{\rho_p c p_p v_z} \quad (2.2)$$

Para calcular la velocidad del crudo en la dirección “z” en el tanque se utiliza la ecuación 2.3:

$$v_z = \frac{Q_{pet}}{3600 \cdot A_{sc}} \quad (2.3)$$

Donde:

Q_{pet} : Flujo de petróleo (230 m³/h)

A_{sc} : Área seccional del tanque (m²)

Siendo el diámetro del tanque ($D_t = 34,2 \text{ m}$) el área seccional del tanque se determina según la ecuación 2.4:

$$A_{sc} = \frac{\pi D_t^2}{4} \quad (2.4)$$

Para calcular el calor transferido por unidad de volumen se emplea la ecuación 2.5:

$$Q = \frac{Q_{abs} - Q_p}{v} \quad (2.5)$$

Donde:

Q_{abs} : Calor absorbido por el petróleo (kW)

Q_p : Calor perdido (kW)

v : Volumen de fluido analizado (m^3)

El volumen de fluido analizado se determina por la ecuación 2.6:

$$v = A_{sc} \cdot z \quad (2.6)$$

Donde:

z : Longitud en la dirección de flujo para el volumen de fluido analizado (m)

2.2.1 Determinación del calor absorbido por el petróleo

El calor absorbido por el petróleo se debe principalmente al calor que se transfiere por condensación del vapor en el banco de serpentines y al calor que se intercambia por convección natural. El calor intercambiado por los serpentines se compone del calor proveniente de los tubos de los serpentines y el calor aportado por los colectores. En cambio, el cálculo del calor transferido por convección natural se diferencia en las zonas en donde hay serpentines de las que no existe, por cambio en la geometría del subsistema físico. Por este motivo, debe calcularse diferenciadamente según la sección que se analice. La representación de las secciones en que se divide el tanque en cuanto a la transferencia de calor se muestra en el anexo 4.

- Para secciones de calentamiento por serpentines

Los serpentines de vapor esencialmente están compuestos por tubos y colectores que unen dichos tubos. Estos elementos presentan dimensiones físicas diferentes como es el caso del diámetro y la longitud, por lo que el área de transferencia de calor es diferente y los coeficientes peliculares de transferencia de calor asociados; por consiguiente, el calor que intercambian se calcula de manera independiente. Luego el calor transferido por el vapor contenido en el serpentín se determina según la ecuación 2.7:

$$Q_{abs} = Q_t + Q_c \quad (2.7)$$

Siendo:

Q_t : Calor intercambiado por el vapor en los tubos (kW)

Q_c : Calor intercambiado por el vapor en los colectores (kW)

Para calcular el calor intercambiado por el vapor contenido en los tubos y colectores se determina mediante la ecuación general de transferencia de calor (ecuación 2.8):

$$Q_t = U_o \cdot A \cdot LMTD \quad (2.8)$$

Donde:

U_o : Coeficiente global de transferencia de calor referido al diámetro exterior de los tubos

A : Área de transferencia de calor (m²)

$LMTD$: Diferencia media logarítmica de temperaturas entre el vapor y el petróleo

El área de transferencia de calor se determina como se muestra en la ecuación 2.9:

$$A = n_t \pi d_{t_o} L_t \quad (2.9)$$

Siendo:

n_t : Número de tubos

d_{t_o} : Diámetro exterior de los tubos (m)

L_t : Longitud de los tubos (m)

La diferencia media logarítmica de temperaturas entre el vapor y el petróleo según (Silcox et al., 2019) se expresa como la ecuación 2.10:

$$LMTD = \frac{(T_{sat} - T_{pfa}) - (T_{sat} - T_p)}{\ln\left(\frac{T_{sat} - T_{pfa}}{T_{sat} - T_p}\right)} \quad (2.10)$$

Donde:

T_{sat} : Temperatura de saturación del vapor (°C)

T_{pfa} : Temperatura final del petróleo en la iteración (°C)

T_p : Temperatura inicial del petróleo en la iteración (°C)

El coeficiente global de transferencia de calor se calcula a partir de las diferentes resistencias asociadas a los mecanismos de transferencia de calor involucrados y la resistencia causada por ensuciamiento (Incropera et al., 2017). En este caso la transferencia de calor ocurre por el mecanismo de convección natural y por la condensación del vapor en el interior de los serpentines. Luego este coeficiente global se define según la ecuación 2.11:

$$U_o = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_{cond_o}} + \frac{1}{h_{conv_o}}\right) + R_d} \quad (2.11)$$

Donde:

h_{cond_o} : Coeficiente pelicular de transferencia de calor por condensación del vapor dentro de los tubos (kW/m²K)

h_{conv_o} : Coeficiente pelicular de transferencia de calor por convección, referido al diámetro exterior de los tubos (kW/m²K)

R_d : Factor de ensuciamiento (0,9 m²K/kW de acuerdo a los valores referidos por diferentes autores en el capítulo anterior)

El coeficiente pelicular de transferencia de calor por condensación del vapor tanto para los serpentines como para los colectores, se determina mediante el empleo de la ecuación de Chato (ecuación 2.12), referido al diámetro exterior de los tubos (Incropera et al., 2017).

$$h_{cond_o} = 0,001 \frac{d_{ti}}{d_{to}} 0,555 \left[\frac{g \rho_l (\rho_l - \rho_v) k_l^3 h'_{fg}}{\mu_l (T_{sat} - T_s) d_{ti}} \right]^{0,25} \quad (2.12)$$

Donde:

d_{ti} : Diámetro interior de los tubos (m)

g : Aceleración de la gravedad ($g = 9,8 \text{ m/s}^2$)

ρ_l : Densidad del líquido saturado a la presión de trabajo (kg/m³)

ρ_v : Densidad del vapor saturado a la presión de trabajo (kg/m³)

k_l : Conductividad térmica del líquido saturado (W/m K)

μ_l : Viscosidad del líquido saturado a la presión de trabajo (N/sm²)

T_s : Promedio entre la temperatura de saturación del vapor y la temperatura media del petróleo en la iteración (°C)

h'_{fg} : Calor latente de cambio de fase modificado (J/kg), el calor latente se modifica según la ecuación 2.13 debido a que, a elevadas velocidades del vapor, este ocupa el centro del espacio anular y el diámetro disminuye porque el exterior del espacio anular es ocupado por el condensado.

$$h'_{fg} = h_{fg} + \frac{3}{8} C p_l (T_{sat} - T_s) \quad (2.13)$$

Siendo:

h_{fg} : Calor latente de cambio de fase (J/kg), que se halla como la diferencia de entalpía del vapor saturado y el líquido saturado a la presión de trabajo del vapor.

$C p_l$: Capacidad calorífica del líquido saturado a la presión de trabajo (J/kgK)

El coeficiente pelicular de transferencia de calor por convección natural se determina mediante la ecuación 2.14, según (Incropera et al., 2017) y (Silcox et al., 2019), para flujos externos alrededor de cilindros sumergidos:

$$Nu = \left\{ 0.6 + \frac{0,387 Ra_{Dt}^{\frac{1}{6}}}{\left[1 + \left(\frac{0,559}{Pr} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{8}{27}}} \right\}^2 \quad (2.14)$$

Donde:

Nu : Número de Nusselt (adim)

Pr : Número de Prandtl (adim)

Ra_{Dt} : Número de Rayleigh (adim)

Esta expresión es válida para un número de Rayleigh menor o aproximadamente igual que 10^{12} . En este caso el número de Rayleigh, referido al diámetro exterior de los tubos, se calcula a través de la ecuación 2.15:

$$Ra_{Dt} = \frac{g \beta_p (T_{sat} - T_{pm}) d_{t_o}^3}{\alpha \nu_{pm}} \quad (2.15)$$

Donde:

ν_{pm} : Viscosidad cinemática del petróleo a la temperatura media del petróleo (m^2/s).

β_p : Coeficiente de expansión volumétrica del petróleo (K^{-1}), que se calcula según (Incropera et al., 2017) mediante la ecuación 2.16:

$$\beta_p = -\frac{1}{\rho} \left(\frac{d\rho}{dT} \right)_p \quad (2.16)$$

α : Difusividad térmica del petróleo a la temperatura media del petróleo (m^2/s). La difusividad térmica del petróleo se calcula 2.17:

$$\alpha = \frac{k_{pm}}{\rho_{pm} c_{p_{pm}}} \quad (2.17)$$

Siendo:

k_{pm} : Conductividad térmica del petróleo (W/m K)

ρ_{pm} : Densidad del petróleo a la temperatura media del petróleo (kg/m^3)

$c_{p_{pm}}$: Capacidad calorífica del petróleo a la temperatura media del petróleo (kJ/kg K)

El número de Prandtl se calcula con la expresión 2.18:

$$Pr = \frac{\nu_{pm}}{\alpha} \quad (2.18)$$

Finalmente, para calcular el coeficiente pelicular de transferencia de calor por convección natural, referido al diámetro exterior de los tubos, se emplea la ecuación 2.19 (Silcox et al., 2019):

$$h_{conv_o} = \frac{Nu \cdot k_{pm}}{d_{t_o}} \quad (2.19)$$

- Para secciones de intercambio de calor sin serpentines:

El calor absorbido en esta sección se debe al calor trasferido por convección natural entre capas de petróleo, el que se determina mediante la expresión 2.20:

$$Q_{abs} = h_{sc} \cdot A_{sc} \cdot \Delta T_p \quad (2.20)$$

Donde:

h_{sc} : Coeficiente pelicular de transferencia de calor por convección natural para esta sección (kW/m²K)

A_{sc} : Área de transferencia de calor, que en este caso se corresponde al área seccional del tanque (m²)

ΔT_p : Diferencia de temperaturas entre las capas de fluidos (K)

El coeficiente pelicular de transferencia de calor en este caso se determina a partir de la ecuación 2.21 con las propiedades estimadas a la temperatura media del fluido según (Incropera et al., 2017) mediante la expresión:

$$NuL = 0.069Ra_L^{\frac{1}{3}}Pr^{0.074} \quad (2.21)$$

2.2.2 Determinación de las pérdidas de calor

Tal como se plantea anteriormente, el calor perdido se determina mediante el calor transferido por convección natural hacia el ambiente. Este calor se calcula por la ecuación 2.22 según (Incropera et al., 2017):

$$Q_p = h_c A (T_{pm} - t_a) \quad (2.22)$$

Siendo:

A : Área de transferencia de calor (m²)

Que se determina mediante la expresión 2.23:

$$A = \pi D_t z \quad (2.23)$$

t_a : temperatura del aire (°C)

h_c : coeficiente pelicular de transferencia de calor por convección para el aire (kW/m²K), que se calcula mediante la ecuación 2.24.

$$h_c = \frac{Nu_L k_a}{z} \quad (2.24)$$

Donde:

k_a : Conductividad térmica del aire que circunda el tanque (kW/mK)

En este caso para convección natural para un flujo externo alrededor de una placa vertical según (Incropera et al., 2017) el número de Nusselt se determina según la ecuación 2.25:

$$Nu_L = \left[\frac{0.825 + (0.387 Ra_L^{\frac{1}{6}})}{\left[1 + \left(\frac{0.492}{Pr_a} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{8}{27}}} \right]^2 \quad (2.25)$$

El número de Rayleigh se determina a partir del número de Grashof (Gr_L) y el número de Prandtl (Pr_a), según la ecuación 2.26:

$$Ra_L = Gr_L Pr_a \quad (2.26)$$

El número de Grashof se determina por la ecuación 2.27:

$$Gr_L = \frac{g \beta_a (T_{pm} - T_a) d h^3}{\nu_a^2} \quad (2.27)$$

Donde:

ν_a : Viscosidad cinemática del aire (m²/s)

β_a : Coeficiente de expansión volumétrica del aire (K⁻¹), que según (Incropera et al., 2017) para el caso particular de los gases se determina como el inverso de la temperatura absoluta.

2.2.3 Determinación del consumo de vapor de los bancos de tubos

El consumo de vapor de los bancos de tubos se determina a partir de las temperaturas de entrada y de salida del petróleo de esta sección (que se obtienen a partir de la ecuación 2.28):

$$W_{vapor} = \frac{W_p \cdot c_{p_{pm}} (T_{p2} - T_{p1})}{h_{fg}} \quad (2.28)$$

Donde:

W_{vapor} : Consumo de vapor de un banco de serpentín (kg/h)

W_p : Flujo de petróleo (kg/h)

T_{p1} : Temperatura inicial del petróleo (K)

T_{p2} : Temperatura final del petróleo (K)

2.2.4 Balance de masa

Se realiza un balance de masa para establecer una relación entre el tiempo de llenado del tanque (tiempo de tratamiento) y la altura petróleo crudo en el mismo (ecuación 2.29).

$$\frac{dm_p}{dt} = w_e - w_s + w_g - w_c \quad (2.29)$$

Donde:

$$\frac{dm_p}{dt}: \text{Acumulación de masa en el tanque (kg/h)}$$

w_e : Flujo másico que entra al tanque (kg/h)

w_s : Flujo másico que sale del tanque (kg/h)

w_g : Flujo másico que se genera (kg/h)

w_c : Flujo másico que se consume (kg/h)

Como se estudia el proceso de llenado del tanque, se anula el flujo de salida del tanque. A su vez, se cancelan los términos de consumo o generación de flujo por concepto de reacción química, ya que no se verifica ninguna. De esta manera se obtiene la expresión 2.30:

$$\frac{dm_p}{dt} = w_e \quad (2.30)$$

El flujo másico y la masa de petróleo se sustituyen por las ecuaciones 2.31 y 2.32 para formular la ecuación anterior en términos volumétricos:

$$m_p = \rho_p v_z \quad (2.31)$$

$$w_e = \rho_p q_p \quad (2.32)$$

Siendo:

q_p : Flujo volumétrico de petróleo (m^3/h)

Luego, se plantea el flujo volumétrico en función de la velocidad del fluido y el área seccional de flujo, como se muestra en la ecuación 2.33:

$$q_p = A_t \cdot v_z \quad (2.33)$$

Donde el área seccional de flujo se determina por la expresión 2.4.

Entonces, al sustituir las expresiones 2.31, 2.32 y 2.33 a la 2.30 y resolver la ecuación diferencial desde $t=0$ a $t=t$ y z desde un punto 1 a un punto 2 se tiene finalmente la expresión 2.34:

$$t = \frac{\pi D t^2}{4 q_p} (z_2 - z_1) \quad (2.34)$$

Donde:

t : Tiempo de llenado (horas)

2.3 Determinación de las propiedades físico-químicas de los fluidos involucrados en la modelación matemática

Tal como se aprecia en el epígrafe anterior se necesitan de las propiedades físicas y termodinámicas del petróleo, agua y aire. Las propiedades físicas para el aire (incluyendo al número de Prandtl) se obtienen de la tabla A.4 de (Incropera et al., 2017). Las propiedades físicas del agua se obtienen del programa XSteam de Holmgren (2007) en MATLAB, excepto la viscosidad cinemática que se obtiene de la tabla A.6 de (Incropera et al., 2017) En cambio, para el caso del petróleo, la obtención de las propiedades físicas es más compleja; ya que estas dependen de la composición en particular que tenga el petróleo crudo.

Para determinar las propiedades físicas del petróleo se emplea el software Aspen Hysys V.10 (Aspen Tech, Inc. 2017), ya que este posee paquetes de propiedades que proveen predicciones precisas de propiedades termodinámicas, físicas y de transporte para hidrocarburos, no hidrocarburos, fluidos químicos y productos petroquímicos. Dentro de la amplia gama de herramientas que ofrece se encuentra el *Assay*. El *Assay* constituye una herramienta muy útil, ya que permite la creación de una corriente de petróleo a partir de los datos de ensayos de laboratorio que definen las propiedades de un petróleo específico.

Esta herramienta consiste en la creación de una corriente con las características del petróleo crudo que se procesa en la PPC, el cual fue caracterizado por *Sherritt International Corp*. Estos ensayos ofrecen la cromatografía líquida y gaseosa del petróleo crudo (anexo 5) y del gas natural (anexo 6).

Dicha herramienta crea una lista de componentes hipotéticos a partir de los datos de la composición de cada uno de los componentes del petróleo. Para petróleo crudo el paquete

termodinámico que se selecciona es Peng Robinson según el árbol de decisión de Carlson (anexo 7). Los pasos a seguir para la creación del *Assay* se muestran a continuación:

- Agregar los componentes gaseosos reportados por el ensayo de laboratorio.
- Seleccionar la pestaña *Oil Manager* y presionar el botón *Enter Oil Environment*.
- Seleccionar la pestaña *Assay* y presionar el botón *Add*.
- En la pestaña *Input Data*, seleccionar en *Bulk Properties: Used*; en *Assay Data Type: Chromatograph* y en *Light Ends: Input Composition* (anexo 8.1).
- A la derecha de la ventana aparecen varias opciones:
 1. *Bulk Props*: donde se adicionan los datos generales que son: masa molecular relativa de 458,9 kg/kmol y 10,1 de API a 15°C (anexo 8.1).
 2. *Light Ends*: se adicionan las fracciones molares de componentes ligeros reportados por el ensayo de laboratorio (anexo 8.2).
 3. *Paraffinic, aromatic y naphthenic*: en estas opciones se agregan las fracciones molares de compuestos parafinas (anexo 8.3), aromáticos (anexo 8.4) y naftenos (anexo 8.5) según el reporte del ensayo de laboratorio.
- Para calcular las composiciones de la mezcla de componentes hipotéticos que caracteriza al crudo, cerrar la ventana *Assay* y presionar el botón *Add* en la pestaña *Cut/Blend*.
- Presionar el botón *Add* para agregar el *Assay* a la lista *Oil Information* y cerrar la ventana *Blend*.
- Finalmente, para crear la corriente que caracteriza al crudo, seleccionar la pestaña *Install Oil* y asignar un nombre a la corriente.
- Se le incorporan los datos termodinámicos de dicha corriente, es decir, la temperatura igual a 37 °C y la presión de 3,5 bar (350 kPa), además del flujo volumétrico de 4 000 m³/d de petróleo desemulsionado que produce la empresa diariamente.

Una vez creada la corriente de petróleo, en la ventana *Oil & Gas Feed* de la pestaña *Worksheet* se le incorpora la densidad igual a 960 kg/m³, la relación gas-petróleo igual a cinco m³/ m³, el contenido de agua que es de 20% y la viscosidad a 50°C que es igual a 2800 cSt (anexo 8.6). Estos datos son resultados de ensayos de laboratorio realizados al petróleo crudo (EPEP-C,

2022a). Además, se le añade la composición del gas natural, de forma tal que se obtiene la corriente de petróleo crudo con las características del yacimiento Varadero.

Este pasa a través de un calentador donde intercambia calor con una corriente de energía para incrementar su temperatura hasta los 80°C. La corriente de petróleo caliente con una presión de 0,6 barg (60 kPa) continúa hacia un separador de gas tipo flash, que simula la operación del tanque 6, donde se obtiene una corriente de gas y otra de petróleo con agua en forma de emulsión. Esta última es la corriente de interés para obtener las propiedades físico-químicas del petróleo. Para una mejor comprensión se muestra el diagrama de flujo de información en el anexo 9.

2.4 Implementación y solución de la modelación matemática en el software Matlab R2018a

Para la implementación de la modelación matemática se crea un fichero, denominado “principal” el cual (como se infiere de su nombre) es el precursor y ejecutor de los cálculos para la solución del modelo matemático. Tiene contenida toda la información de diseño del tanque, valores iniciales de operación, variables operacionales fijadas, entre otras que se establecen como variables globales para su empleo en otros ficheros dependientes.

Por otro lado, tal como se plantea anteriormente, el tanque se subdivide en diferentes secciones en cuanto a la transferencia de calor; lo que supone la diferenciación de la modelación matemática. Se tiene una función denominada “modelaciónsc” para las secciones sin serpentín y otra denominada “modelacióncc”, que contempla a la modelación matemática cuando existe calentamiento por serpentines. Estas tienen implementadas la ecuación general del modelo matemático del balance de energía y todas las expresiones que permiten la determinación del calor evolucionado, con las especificidades descritas en el epígrafe 2.2.1 para cada caso.

Entonces, a través del fichero “principal” mediante un ciclo recursivo para cada sección del tanque (por el comando “for”) se resuelve el modelo a través del método numérico de Runge-Kutta 4to orden. Cada una de estas secciones tiene implementados artificios que permiten coleccionar los valores de temperatura y longitud asociados a cada iteración. El paso de cálculo se establece de 0,1 m.

De acuerdo a la modelación matemática, se necesita asumir la temperatura de salida del petróleo para una iteración, calcular el calor transferido y luego calcular la temperatura final del petróleo resultante; la que debe discrepar en menos de un 3% con la asumida inicialmente. Ello se implementa a través de un ciclo recursivo anidado dentro del ciclo recursivo principal de la sección (el de la altura), que supone una variación cada vez mayor de la temperatura de salida del petróleo asumida con la inicial de la iteración, hasta tanto no se satisfaga el error relativo fijado. En caso de satisfacerse ese error (implementado para que se analice su valor modular), se “rompe” (*break*) ese ciclo de temperaturas y se procede a calcular otro nivel de altura (ciclo recursivo principal de la sección). No se programan alarmas que indiquen que se finalizó sin éxito el ciclo de la temperatura; ya que la variación de temperatura final del mismo es tan exagerada que se detecta con facilidad en caso de no convergencia una vez concluido todo el algoritmo de cálculo.

En la programación del algoritmo de cálculo del fichero principal se establece la variable “dd” para los primeros serpentines y “ss” para los segundos serpentines, que deben adoptar valores de 0 o 1. Si una de ellas adopta un valor de 0, significa que ese serpentín no va a operar y que; por lo tanto, debe tratarse la modelación a través del fichero “modelacionsc”; caso contrario indica si el valor fuese 1 (serpentín activo). Ello se implementa a través de operadores lógicos de comparación.

Los dos bancos de serpentines en la práctica son contiguos, no obstante, se incorpora la programación de una sección intermedia para que, en caso de no serlo en determinados análisis, siga siendo útil el algoritmo de cálculo. Ello se define a partir de una variable “a” que corresponde a la diferencia entre la altura inferior del segundo serpentín y la altura superior del primer serpentín, estando sujeta a una operación condicional.

En modelación matemática (“modelacionsc” y “modelacioncc”) para los cálculos de transferencia de calor, la longitud recorrida “z” en la dirección principal de flujo se corresponde al paso de solución. A su vez, debe delimitarse el área de transferencia de calor de los serpentines involucrada en cada iteración, lo que se realiza a través del factor “ f_r ”, como se muestra en la ecuación 2.35:

$$f_r = \frac{dh}{hs_s - hs_i} \quad (2.35)$$

Donde:

dh : Paso de cálculo del método numérico (m)

hs_s : Altura superior del serpentín (m)

hs_i : Altura inferior del serpentín (m)

Los ficheros “modelacioncc” y “modelacionsc” dependen de determinados ficheros para la obtención de las propiedades termodinámicas de los fluidos. El fichero XSteam (de Homlgren (2007)) es para las propiedades del agua, menos para la viscosidad dinámica, la que es a través del “vw”; de “propair” para las propiedades del aire y de “petroprop” para las del petróleo. A excepción de XSteam, en los demás ficheros se determinan por interpolación a partir de datos tabulados (epígrafe 2.3).

En la figura 2.2 se muestra un organigrama de la programación:

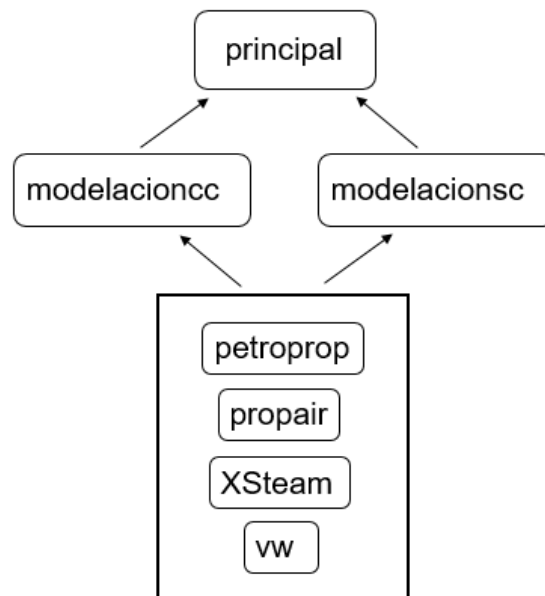


Figura 2.2: Organigrama de la programación. [Fuente: elaboración propia]

En el anexo 10 se muestra la programación en el software Matlab (2018) de la modelación matemática.

2.5. Validación del modelo matemático

La validación del modelo matemático se realiza a partir de una colección de valores de temperatura y flujo de petróleo obtenidos mediante observaciones al proceso (ciclos

tecnológicos). Las mediciones de temperaturas se realizan a 8,5 m de altura, en donde se encuentra instalado un sensor/transmisor y estas se corresponden a operaciones con los dos serpentines y solamente con el primero. Mayoritariamente están asociadas al calentamiento solamente con el primer serpentín, ya que el empleo de dos serpentines hace que se verifiquen en la práctica temperaturas excesivamente altas del petróleo que comprometen la seguridad industrial de la operación.

Las desviaciones se evalúan en términos de error relativo y se acepta un error de hasta el 10%. El error relativo se determina según la ecuación 2.36:

$$\varepsilon_r = \frac{X_r - X_{cal}}{X_r} \cdot 100\% \quad (2.36)$$

Donde:

ε_r : Error relativo expresado como porcentaje (%)

X_r : Valor real del parámetro

X_{cal} : Valor del parámetro calculado por el modelo

Se efectúan diferentes análisis de sensibilidad con el objetivo de determinar la respuesta del modelo ante la variación, dentro de ciertos límites admisibles, de los términos independientes.

Los análisis se corresponden a:

- Temperatura de entrada del petróleo de 35 a 70°C, lo que equivale a la operación sin y con calentamiento en los intercambiadores de la SES.
- Presión de saturación del vapor que se consume de 500-700 kPag.
- Flujo de entrada de petróleo de 200 a 245 m³/h.

Como parte complementaria del proceso de validación, se analizan los valores de los coeficientes peliculares de transferencia de calor, el cumplimiento de las restricciones empleadas para su estimación y los valores de los coeficientes globales de transferencia de calor.

Capítulo 3 Análisis de los resultados

En el presente capítulo se analizan los resultados obtenidos al aplicar la metodología propuesta para el desarrollo, solución y validación de la modelación matemática del proceso de tratamiento térmico del petróleo. A partir de la modelación matemática, se evalúa la influencia de variables operacionales y de diseño sobre el comportamiento térmico del petróleo en el tanque, y se analizan alternativas tecnológicas para la operación del proceso de tratamiento.

3.1 Validación de la modelación matemática

El modelo matemático se soluciona a partir de las condiciones operacionales presentadas en el anexo 11, de lo cual se obtienen los valores de temperatura final del petróleo (a 8,5 m) y los errores de predicción tal como se muestra en la tabla 3.1:

Tabla 3.1: Resultados del error relativo entre la temperatura observada operacionalmente y la predicha por el modelo.

No	Con calentamiento en los bancos de serpentines inferiores			Con calentamiento en ambos bancos de serpentines		
	Temperatura observada (°C)	Temperatura predicha (°C)	Er	Temperatura observada (°C)	Temperatura predicha (°C)	Er
1	82,45	82,70	0,30	88,07	93,22	5,84
2	80,78	76,44	5,37	86,59	94,37	8,98
3	81,48	82,43	1,16	87,37	90,42	3,49
4	80,79	78,57	2,75	90,45	87,06	3,75
5	81,68	80,60	1,33	89,17	95,92	7,57
6	77,79	71,71	7,81	90,38	95,46	5,62
7	80,39	79,46	1,16	89,37	95,07	6,37
8	81,96	82,13	0,20	90,23	92,52	2,54
9	80,97	75,57	6,67	86,17	93,04	7,97
10	80,29	80,58	0,36	89,28	96,53	8,12
11	81,49	76,74	5,83	-	-	-
12	76,45	74,74	2,23	-	-	-
13	80,69	80,88	0,23	-	-	-
14	81,58	80,38	1,47	-	-	-
15	80,89	72,90	9,88	-	-	-
16	82,75	72,42	12,48	-	-	-
17	81,58	78,51	3,76	-	-	-
18	81,65	81,12	0,65	-	-	-
19	80,94	81,95	1,25	-	-	-

20	78,49	72,57	7,54	-	-	-
21	83,87	76,30	9,03	-	-	-
22	78,49	74,87	4,62	-	-	-
23	83,14	79,51	4,36	-	-	-

Como se aprecia en la tabla anterior, en todos los casos el error de la predicción es inferior a un 10% (máximo error aceptado), por lo que el modelo matemático se valida en este sentido.

3.1.1 Análisis de los coeficientes de transferencia de calor de la modelación matemática. Validación de las restricciones implicadas en su estimación.

Se determinan los coeficientes globales de transferencia de calor (CGTC) para la operación con uno o ambos bancos de serpentines a partir de las siguientes condiciones típicas de trabajo: presión de vapor de 600 kPag, flujo de petróleo de 230 m³/h y temperatura del petróleo inicial de 65°C. Los resultados de los CGTC que se calculan en la solución del modelo matemático según la altura de operación del tanque se muestran en la figura 3.1:

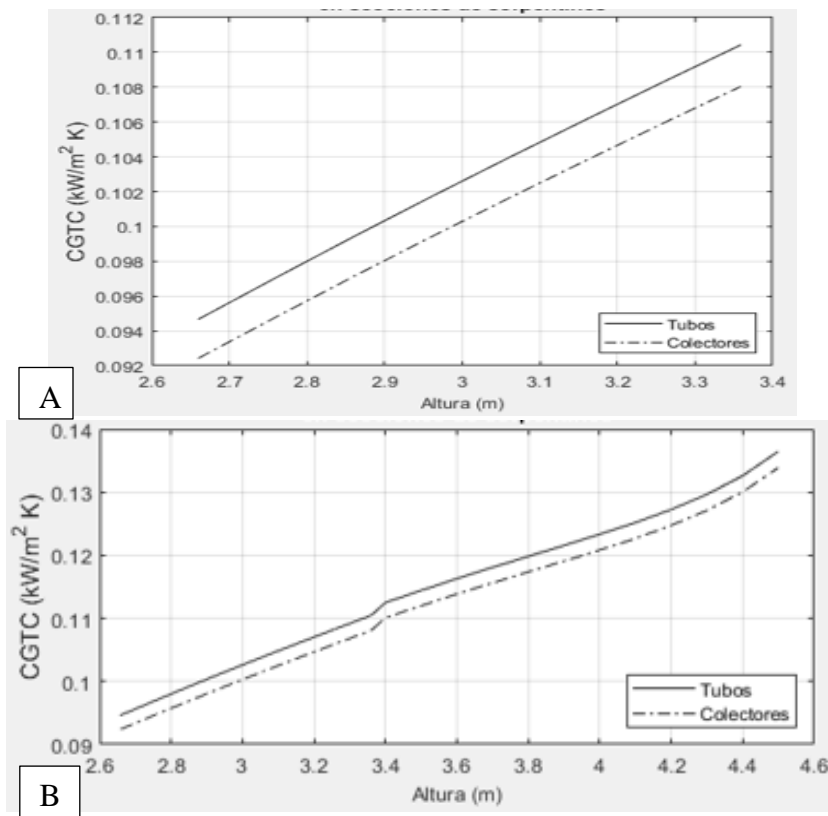


Figura 3.1: CGTC según la altura del tanque. A-Operación con el banco de serpentines inferiores; B-Operación con ambos bancos de serpentines.

Los valores de CGTC para el primer banco de serpentines oscilan entre 92-110 W/m²K; ligeramente inferiores a los valores verificados para el segundo serpentín, los que se encuentran entre 110-135 W/m²K. Estos se encuentran dentro del intervalo típico referido por Gencel y Ghajar (2020) (50-200 W/m²K) para sistemas vapor de agua-petróleo crudo y en el establecido por Peters et al. (2003) para vapor de agua y compuestos orgánicos pesados (30-300 W/m²K).

Los resultados del coeficiente pelicular de transferencia de calor por condensación calculado en la solución del modelo matemático según la altura de operación del tanque se muestran en la figura 3.2:

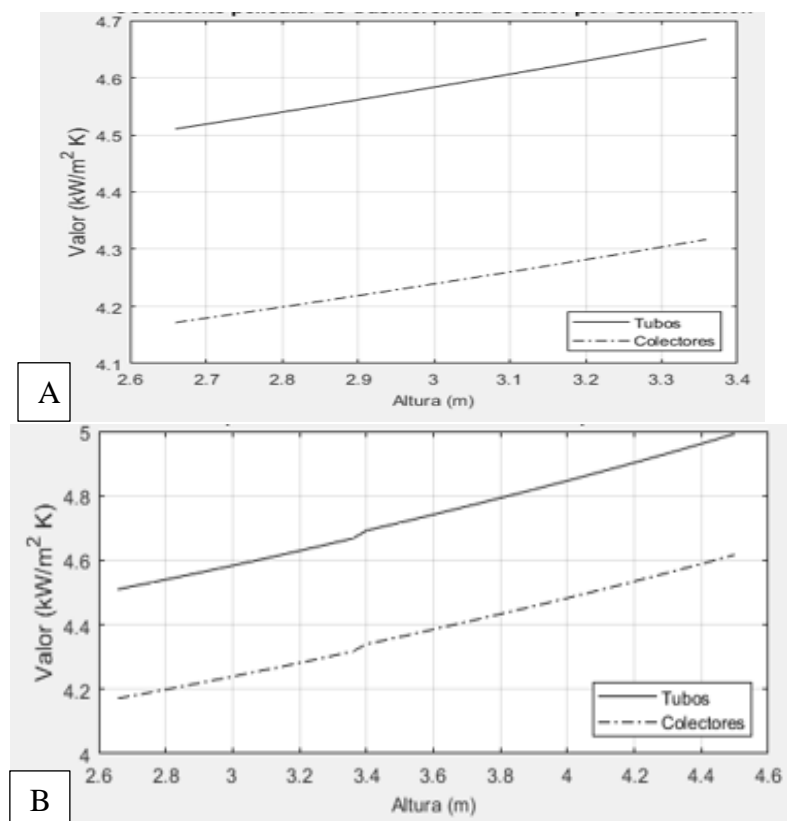


Figura 3.2: Coeficientes peliculares de transferencia de calor por condensación según la altura del tanque. A-Operación con el banco de serpentines inferiores; B-Operación con ambos bancos de serpentines.

El coeficiente pelicular de transferencia de calor por condensación en el primer banco de serpentines oscila para tales condiciones entre 4 100-4 700 W/m²K y los del segundo entre 4 400-5 000 kW/m²K, los que se encuentran dentro del intervalo referido por Incropera et al. (2017) y Kern (2019) como típico (2 500 y 100 000 W/m²K).

En la figura 3.3 se exponen los resultados del coeficiente pelicular de transferencia de calor por convección natural en el interior del tanque, para las secciones en las que se ubican los bancos de serpentines.

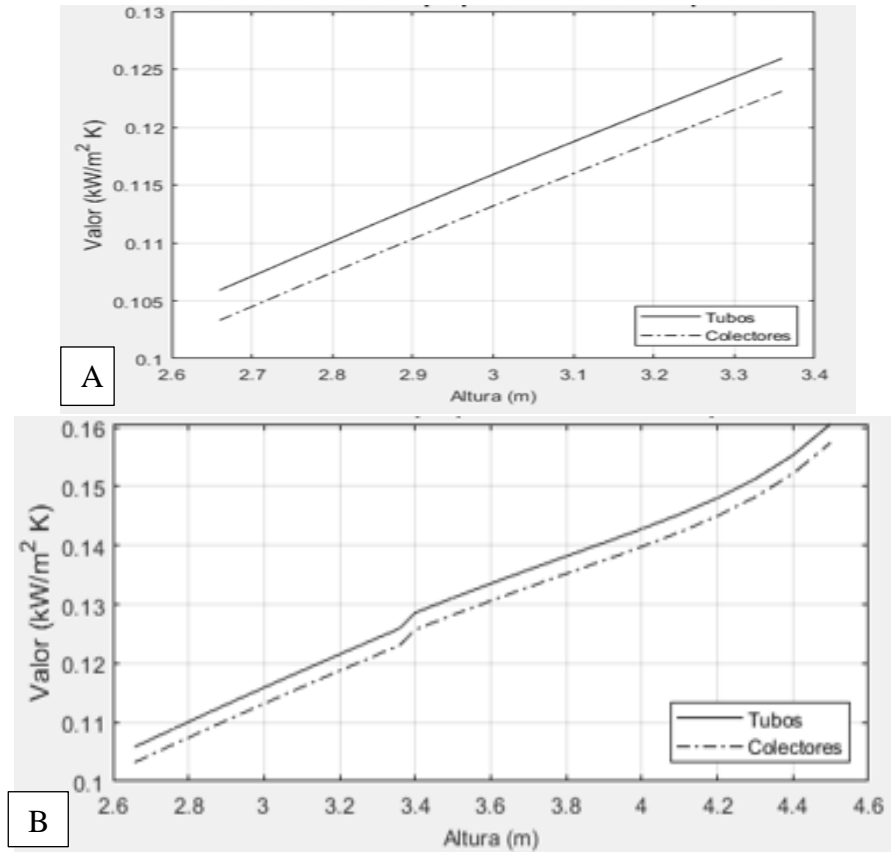


Figura 3.3: Coeficientes peliculares de transferencia de calor por convección natural en el interior del tanque para secciones con serpentines, según la altura del mismo. A-Operación con el banco de serpentines inferiores; B-Operación con ambos bancos de serpentines.

Los valores del coeficiente pelicular de transferencia de calor por convección libre en el interior del tanque en la sección del primer banco de serpentín se encuentran entre 100-130 W/m²K, y para la sección del segundo banco de serpentines entre 130-160 W/m²K; los que se encuentran entre los valores referenciados por Incropera et al. (2017) y Kern (2019) (50-1 000 W/m²K). En cambio, los valores del coeficiente pelicular por convección natural en el interior del tanque para secciones libre de serpentines son mucho menores (13-15 W/m²K) dado el poco calentamiento y cambio en las temperaturas del petróleo que se experimenta, lo que conlleva a

menores diferencias de densidades y, por lo tanto, a una menor significación de este mecanismo en la transferencia de calor.

Los valores del coeficiente pelicular de transferencia de calor por convección libre por el exterior del tanque (asociado a las pérdidas de temperatura) se encuentran entre 6-7 W/m²K. Estos valores son lógicos y están en correspondencia con los determinados por Incropera et al. (2017) para las pérdidas de calor por flujo externo de aire sobre paredes verticales (5-7 W/m²K).

En el anexo 12 se muestran los valores del número de Rayleigh asociados a la determinación del coeficiente pelicular de transferencia de calor por convección natural en el interior del tanque para secciones con serpentines. En este caso son menores que 10^{12} , lo que valida el empleo de la ecuación empírica 2.14.

3.1.2 Análisis de sensibilidad del modelo matemático y evaluación de la temperatura final del petróleo a condiciones variables en los parámetros de operación.

Se realizan los siguientes análisis de sensibilidad para evaluar la respuesta del modelo ante la variación de los términos independientes. Ello forma parte complementaria del proceso de validación de capacidad predictiva del modelo matemático y de su aplicabilidad.

- **Análisis de sensibilidad de la temperatura de salida del petróleo respecto a la presión de saturación del vapor**

La presión normal de operación para el vapor es de 600 kPag, sin embargo, durante el proceso de tratamiento térmico esta varía entre 500-700 kPag. Ello depende, entre otros factores, de la disponibilidad de gas natural (combustible en los generadores de vapor) y de agua tratada. Su valor es también resultado directo del balance entre la generación de vapor y la demanda que resulta del proceso de tratamiento del petróleo. Es común que la presión de saturación del vapor disminuya como resultado de averías en equipos de generación de vapor y conductos de transporte. Por otro lado, puede alcanzar valores elevados de hasta 700 kPag, generalmente cuando se encuentra fuera de servicio otro equipo consumidor de vapor (por ejemplo, intercambiadores de calor). De ahí la importancia para la aplicabilidad del modelo matemático de analizar su capacidad predictiva para tales límites. Los resultados de la relación entre la

presión de saturación del vapor y la temperatura final del petróleo para un flujo de petróleo de $230 \text{ m}^3/\text{h}$ y una temperatura inicial de 65°C se muestran en la figura 3.4:

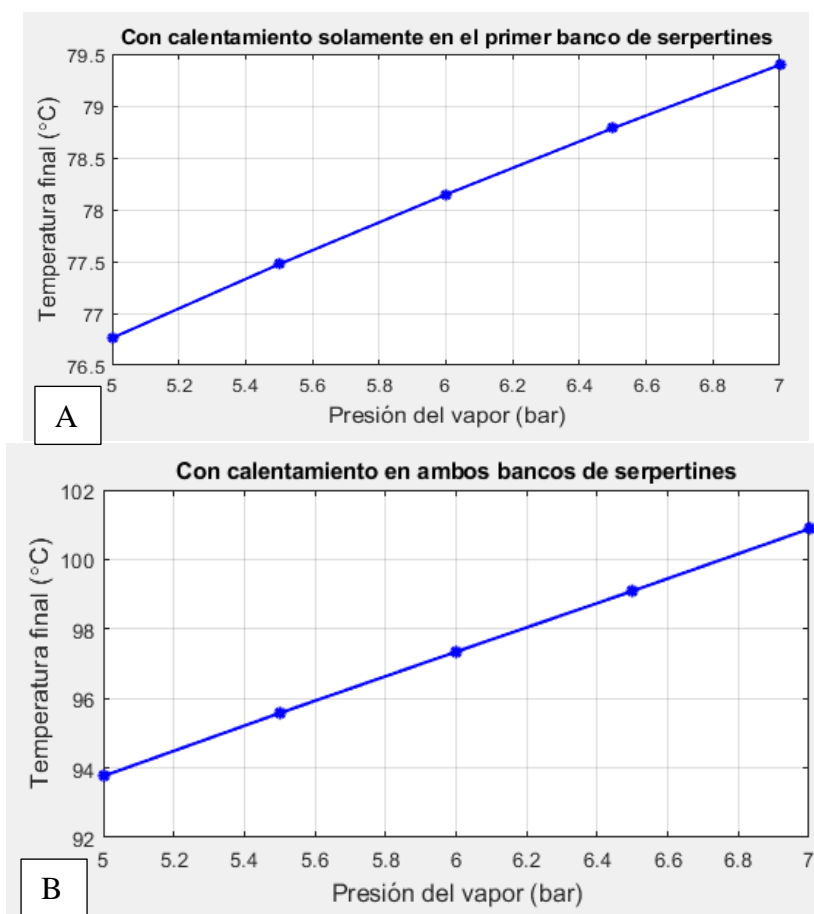


Figura 3.4: Relación entre la presión de saturación del vapor con la temperatura final del petróleo: A-Con calentamiento solamente en el primer banco de serpentines; B-Con calentamiento en ambos bancos de serpentines.

Se observa de forma adecuada, una relación directamente proporcional entre estas variables, mostrando que un aumento en la presión de saturación de vapor conduce a un aumento en la temperatura de salida (para un mismo flujo y temperatura inicial de petróleo). Desde un punto de vista físico y para un mismo flujo de vapor, ello se debe a que aumenta el calor de cambio de fase y, por lo tanto, una mayor energía térmica se entrega al petróleo causando una mayor temperatura de salida.

Sin embargo, en la modelación matemática (en la que el consumo de vapor es una respuesta) ello se debe a que aumenta el valor del coeficiente pelicular de transferencia de calor por condensación, el coeficiente pelicular por convección natural (aunque con una significación menor) y la diferencia de temperaturas (fuerza impulsora de la transferencia de calor). Tales efectos conducen a un mayor calor transferido hacia el petróleo y, por consiguiente, a los cambios en la respuesta observados en la figura 3.4.

En la figura 3.4 se aprecia que cuando se opera con un solo banco de serpentines y la presión de saturación es igual a 700 kPag, la temperatura final del petróleo es cercana a 80°C; valor que es aceptable para una adecuada separación de las fases durante el tratamiento termoquímico; aunque el valor más indicado para un tratamiento exitoso debe ser 85°C. Caso contrario se tiene a presiones de vapor inferiores a 600 kPag (figura 3.4-A), en el cual la temperatura de salida resultante no es la más adecuada para favorecer una separación de fases exitosa.

En el caso en que se emplean para el calentamiento los dos bancos de serpentines (figura 3.4-B), se observa que por encima de 540 kPag el petróleo alcanza temperaturas superiores a los 95 °C. Ello no resulta conveniente y supone un riesgo para la operación segura del tanque, ya que dicha temperatura se encuentra muy cercana a la temperatura de ebullición del agua presente en el sistema físico (100°C). Ello puede provocar serios problemas a la estructura del tanque e incluso su deformación, además de descontrol e inestabilidad irreversible en los parámetros de operación para un ciclo de tratamiento.

Por lo tanto, se establece que cuando la presión de saturación del vapor es superior a 540 kPag no es seguro emplear ambos bancos de serpentines en el calentamiento del petróleo. De ahí la importancia de estos gráficos para tales predicciones, las que constituyen una herramienta de trabajo muy útil en la operación y control del proceso de tratamiento termoquímico.

- **Análisis de sensibilidad de la temperatura final del petróleo respecto a su temperatura inicial**

La temperatura inicial del petróleo en el tanque de tratamiento es el resultado de la operación de etapas anteriores como la del precalentamiento en intercambiadores de calor en espiral; cuya función tecnológica es acondicionar la temperatura del petróleo para su desgasificación y posterior tratamiento en este equipo. La temperatura del petróleo en dependencia del régimen

de trabajo de los intercambiadores de calor y del tanque de desgasificación, se encuentra normalmente entre 55 y 70°C, siendo 65°C su valor medio de operación.

Este análisis se realiza a valores de temperatura entre 35-70°C, de forma tal que incluya la operación sin precalentamiento en los intercambiadores de calor. Ello puede suceder producto de averías en estos equipos, como por ejemplo fuga de vapor, condensado o petróleo. El límite superior está en correspondencia al valor de temperatura máxima que presenta a la entrada del tanque dinámico de desgasificación. En la figura 3,5 se muestran los resultados de este análisis para un flujo de petróleo de 230 m³/h y una presión de saturación del vapor de 600 kPag.

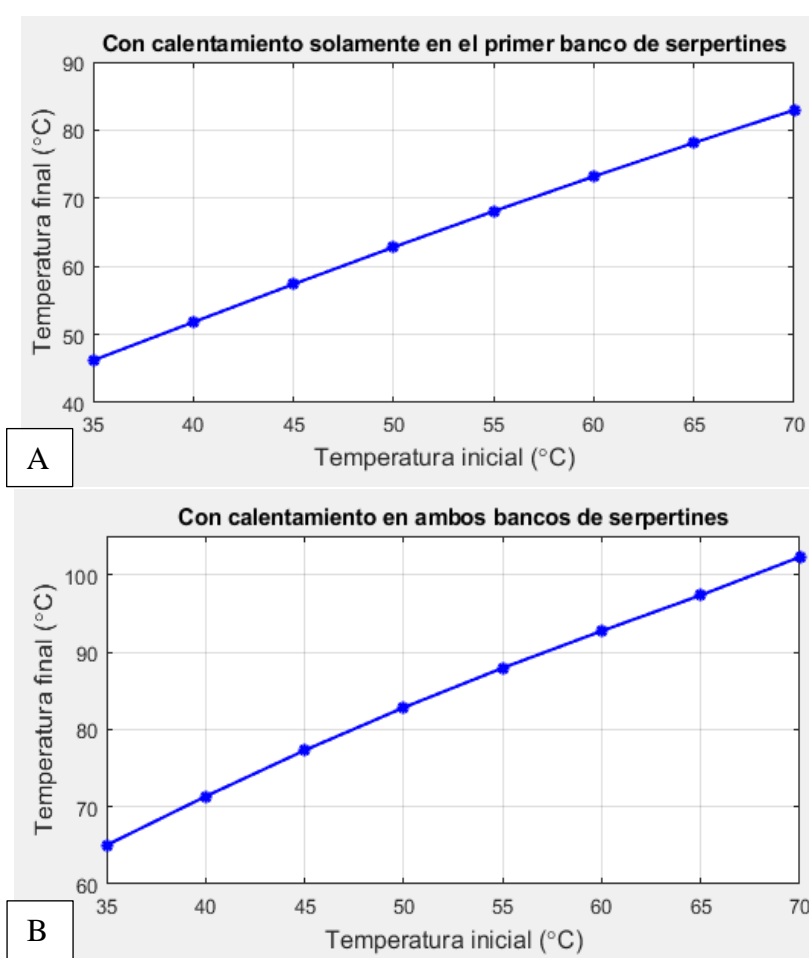


Figura 3.5: Relación de la temperatura inicial y la temperatura final del petróleo: A-Con calentamiento solamente en el primer banco de serpentines; B-Con calentamiento en ambos bancos de serpentines.

En la figura anterior se observa una descripción correcta del efecto del cambio en la temperatura inicial de petróleo sobre la temperatura final, cuyo aumento conduce a un incremento en la temperatura resultante del tratamiento. Cuando se opera con un solo banco de serpentines, la temperatura inicial no debe ser inferior a 65°C, pues no se alcanzan temperaturas adecuadas para el tratamiento; de forma semejante, cuando se opera con los dos bancos de serpentines esta no debe ser inferior a 45°C. Temperaturas insuficientes en el petróleo hace que se requiera de un mayor tiempo de operación para la separación de la emulsión agua-petróleo y se comprometa la calidad del crudo y la capacidad de tratamiento.

A su vez, se aprecia que no resulta correcto operar con dos bancos de serpentines cuando la temperatura inicial del petróleo es superior a los 50°C, ya que supone un calentamiento excesivo del petróleo, con las mismas consecuencias operacionales abordadas con anterioridad.

De aquí se puede deducir que solo es aconsejable operar con los dos serpentines cuando los intercambiadores de la SES se encuentran fuera de servicio.

- **Análisis de sensibilidad de la temperatura final del petróleo respecto al flujo de petróleo de tratamiento**

Se estudia el efecto del flujo de petróleo sobre la temperatura final de tratamiento para un intervalo desde 200 a 245 m³/h. El flujo de petróleo es bastante variable y se debe principalmente al bombeo irregular del petróleo desde los Centros Colectores hasta la Planta de Procesamiento. En condiciones normales de trabajo, este puede oscilar entre 200-245 m³/h, siendo 230 m³/h el valor típico de operación. La figura 3.6 muestra los resultados obtenidos de este análisis para una temperatura inicial de 65°C y una presión de saturación del vapor de 600 kPag.

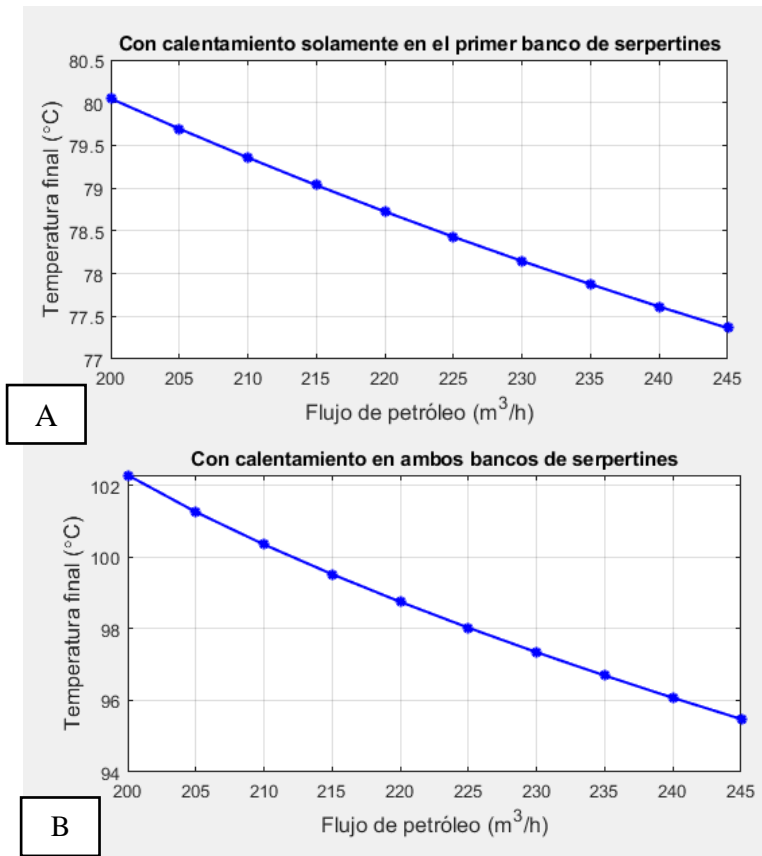


Figura 3.6: Relación del flujo de petróleo con la temperatura final del petróleo: A-Con calentamiento solamente en el primer banco de serpentines; B-Con calentamiento en ambos bancos de serpentines.

La figura anterior muestra que a medida que aumenta el flujo de petróleo se alcanza una temperatura de salida menor, ya que existe una mayor cantidad de petróleo a ser tratada para un mismo flujo de calor cedido durante el tratamiento.

En la figura 3.6 (A) se aprecia que, para las condiciones de operación definidas, el empleo de un solo banco de serpentines permite alcanzar una temperatura final aceptable para el tratamiento (77-80°C), aunque insuficiente para lograr los 85°C; valor que tal como se plantea anteriormente es el más indicado. De modo contrario, es inapropiado el empleo de dos bancos de serpentines a las condiciones operacionales definidas en la figura 3.6 (B) por suponer un calentamiento excesivo.

3.2 Análisis del comportamiento térmico del petróleo en el tanque de tratamiento para las condiciones típicas de operación

Se tiene un caso de estudio compuesto por las siguientes condiciones típicas de operación: presión de saturación del vapor de 600 kPag, flujo de petróleo de 230 m³/h y temperatura inicial del petróleo de 65°C; variables operacionales a partir de las cuales se aplica la modelación matemática tanto para la operación con el primer banco de serpentines y con ambos bancos de serpentines.

A partir de los datos obtenidos como resultado de la modelación matemática se grafica el perfil de temperatura del petróleo con respecto a la altura del tanque cuando se opera con el primer banco de serpentines y cuando se opera con ambos bancos de serpentines. El resultado que se obtiene se muestra en la figura 3.7.

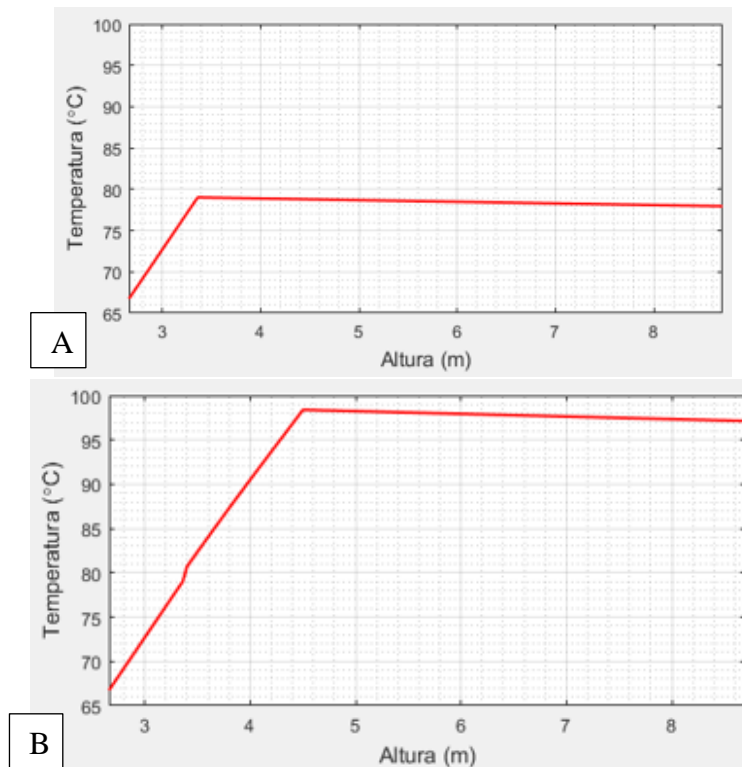


Figura 3.7: Perfil de temperatura del petróleo respecto a la altura: A-Operación con el primer banco de serpentines; B-Operación con ambos bancos de serpentines.

En la figura se aprecia un incremento de temperatura hasta una altura aproximadamente igual a 3,5 m cuando se le suministra vapor a los serpentines inferiores y de 4,5 m cuando reciben vapor ambos serpentines, valores que coinciden con la altura superior de los serpentines de vapor. Esto permite concluir que se requiere incorporar un termómetro y transmisor de temperatura a una altura de 3,5 m.

Tal como se observa en la figura 3.7, en la operación con el primer banco de serpentines no se alcanza a tales condiciones, la temperatura más efectiva para la separación de las fases (85°C). El mayor valor de temperatura obtenida por el petróleo es de 79°C (al cabo de tres horas de operación), de forma tal que se logra solamente incrementar en 10°C la temperatura inicial. Se observa además que no existe disminución significativa de la temperatura por efecto de las pérdidas de calor en secciones posteriores al primer serpentín. De hecho, luego de transcurrir 20 horas de operación una vez que el petróleo sobrepasa ese nivel de altura (el del primer banco de serpentines) apenas pierde 1°C ; por lo que la operación es prácticamente isotérmica en estas secciones del tanque. Ello puede deberse a dos cuestiones fundamentales, la primera es a que no se consideran en el modelo matemático las pérdidas en la dirección radial (por cuestiones ya discutidas con anterioridad) y la otra por el efecto del calor intercambiado por convección natural, el que contribuye al mantenimiento de temperatura desde las zonas más calientes (inferiores) a las zonas más frías ubicadas.

Tal comportamiento en cuanto a la insignificancia de las pérdidas de temperatura se corrobora en la práctica durante la operación del proceso que, aunque no se encuentra cuantificado, sí se tiene conocimiento del mismo a partir de referencias empíricas de los tecnólogos del área de tratamiento de la PPC.

De modo contrario, la operación con dos serpentines supone un calentamiento excesivo (figura 3.7 B), tal como se aborda con anterioridad en los análisis de sensibilidad. Ello implica entonces prescindir de la operación con el segundo banco de serpentines, a pesar de que no se alcanza con el primero el perfil de temperaturas más adecuado para el tratamiento; tal como sucede durante la operación del tanque de tratamiento. Tal situación demuestra la necesidad de evaluar propuestas de modificaciones en el diseño de estos tanques para un calentamiento más efectivo; lo que constituye una necesidad tecnológica real de la empresa.

3.2.1 Distribución del calor total transferido para la operación de un tanque de tratamiento de 10 000 m³

En la figura 3.8 se muestra la distribución del calor total transferido para la operación de un tanque de tratamiento de 10 000 m³, tanto en la operación con uno o con ambos bancos de serpentines.

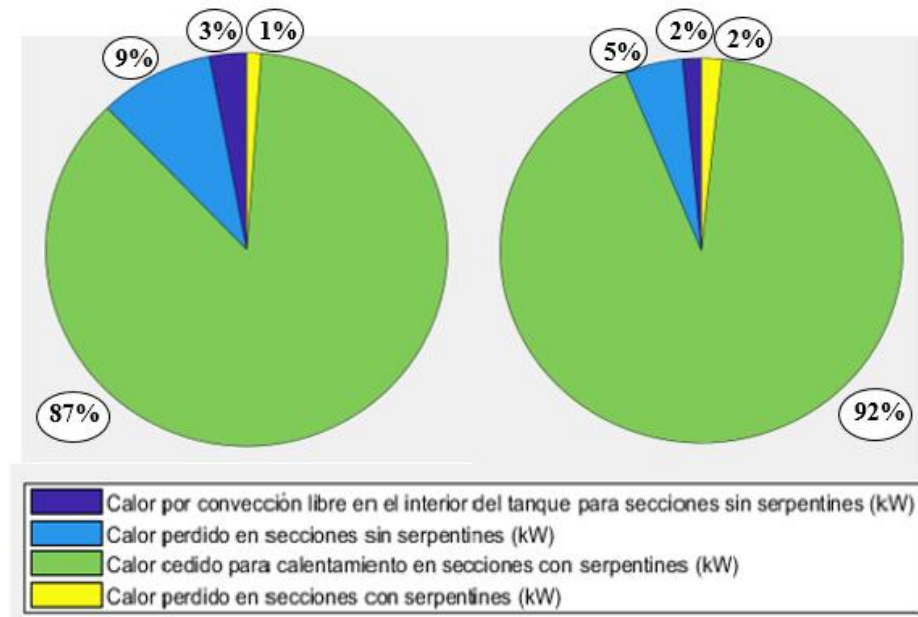


Figura 3.8: Distribución del calor total transferido: A-Operación con primer banco de serpentines; B-Operación con ambos bancos de serpentines.

Se aprecia que, en ambos casos, cerca de un 90% constituye al calor transferido para el calentamiento por los bancos de serpentines, mientras que el calor transferido en secciones libres de serpentines y el calor perdido constituyen la menor parte. Para el caso del calor transferido por convección libre en estas secciones, ello se debe a la poca diferencia de temperaturas del petróleo en estas secciones, que implican una menor diferencia de densidades y por consiguiente menores coeficientes peliculares de transferencia de calor; tal como se aborda en el epígrafe anterior. La ligera superioridad entre el calor perdido en secciones libre de serpentines en comparación con el calor transferido hacia el petróleo en las mismas, es la causante de la pequeña disminución de la temperatura observada una vez concluido el calentamiento en los bancos de serpentines.

3.2.2 Modelo de regresión

A partir de la combinación de valores de flujo de petróleo, temperatura inicial del petróleo y presión de vapor (principales variables independientes de la modelación) para los rangos empleados en los análisis de sensibilidad (epígrafe 3.1.2), se obtiene un mallado de 125 nodos. Para cada uno de estos puntos, se resuelve la modelación matemática (en este caso para la operación con el primer banco de serpentines solamente) y se obtiene una colección de valores de estos términos independientes y temperatura final del petróleo; constituyendo una realidad simulada de la operación del tanque. Mediante esta colección de datos y a partir del comportamiento lineal evidenciado en los análisis de sensibilidad, se ajusta un modelo por regresión lineal múltiple, tal que:

$$T_{f_p} = -0,047Q_p + 1,047T_{o_p} + 1,053P_v + 14,517 \quad (3.2)$$

Donde:

T_{f_p} : Temperatura final del petróleo (°C)

Q_p : Flujo de petróleo que llega al tanque (m³/h)

T_{o_p} : Temperatura inicial del petróleo (°C)

P_v : Presión de saturación del vapor (kPa)

Este modelo de regresión presenta un coeficiente de determinación ajustado de 0,9989 bastante cercano a 1, que indica una adecuada dependencia lineal entre las variables independientes y la variable dependiente. Por tal motivo, se considera adecuado para explicar la realidad simulada y, por ende, para su empleo como un modelo matemático más sencillo en la predicción de la temperatura final del petróleo que los modelos fenomenológicos obtenidos. El modelo matemático de regresión desarrollado solamente es válido para el rango de las variables independientes empleado en la obtención de la realidad simulada.

A pesar de no ser tan robusto como un modelo fenomenológico y de no ofrecer la misma cantidad de información que el modelo “formal” de la investigación, permite una determinación mucho más sencilla de la temperatura final, favoreciendo la toma de decisiones operacionales rápidas y precisas en el control del proceso respecto a esta variable. Ventajosamente, no requiere

del empleo software interactivo MATLAB para su solución ni de otro programa de cómputo de altas prestaciones; lo que lo hace más accesible para el personal técnico no familiarizado con estas herramientas informáticas. Por este mismo sentido, se desarrollan curvas de nivel representativas del modelo. En la figura 3.9 se aprecia la curva de nivel de la temperatura final del petróleo para una presión de saturación del vapor de 600 kPag.

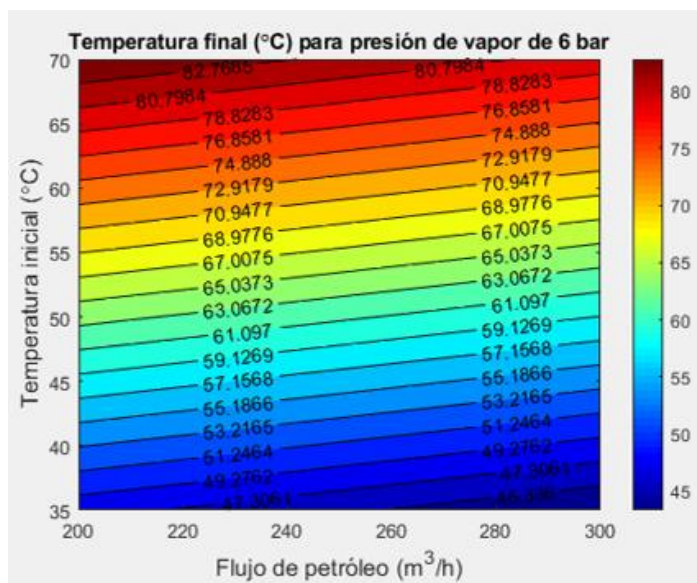


Figura 3.9: Curva de nivel de la temperatura final del petróleo para una presión de saturación del vapor de 600 kPag.

En el anexo 13 se muestran las curvas de nivel de la temperatura final del petróleo cuando se opera con una presión de saturación del vapor de 500 kPag y cuando se opera con 700 kPag.

3.3 Determinación del consumo de vapor necesario para el calentamiento del petróleo

Mediante la modelación matemática se define el consumo de vapor de los bancos de serpentines (tabla 3.2), siendo este un resultado muy importante de la investigación; dado el desconocimiento de su valor y la imposibilidad de realizar mediciones directas al respecto o de estimaciones por balance de vapor entre los equipos consumidores que permitan su determinación. En conjunto con la demanda de vapor de estos equipos, se determina la cantidad de gas natural que se consume para producir esta cantidad de vapor a partir de un 82% de eficiencia de las calderas generadoras de vapor. También, se calcula el costo asociado a este

consumo de vapor, teniendo en cuenta que el gas natural cuesta 0,05 cup/m³. Los resultados que se obtienen se muestran en la tabla siguiente:

Tabla 3.2: Consumo de vapor necesario para el calentamiento del petróleo en el tanque de tratamiento.

Serpentines	Consumo de vapor (kg/h)	Consumo de gas natural (kg/h)	Costo (cup/h)
Primer banco de serpentines	3201	188	9,4
Segundo banco de serpentines	4461	263	13,2
Total	7662	451	22,6

Se aprecia que al comparar estos consumos evidentemente en el segundo banco de serpentines se tiene un mayor valor. Esto está estrechamente relacionado con las dimensiones de los serpentines, ya que el segundo banco presenta una longitud mayor y por consiguiente un área de transferencia de calor mayor. Como consecuencia también es mayor el costo asociado al calentamiento en el segundo banco de serpentines.

La determinación del consumo de vapor de los equipos permite conocer la cantidad de vapor total que se genera en la sala de calderas, ya que este valor se desconoce por la ausencia de un flujómetro para realizar la medición. Esta instrumentación resulta muy difícil de adquirir porque su costo es muy elevado.

3.4 Propuesta de modificación al diseño del tanque de tratamiento

Dada la necesidad tecnológica de modificaciones al diseño del tanque discutida en el epígrafe 3.2 para alcanzar 85°C en el petróleo durante su tratamiento y partiendo de las siguientes bases:

- El primer banco de serpentines no es capaz de garantizar que se alcance la temperatura más adecuada para el tratamiento del petróleo.
- La operación con los dos bancos de serpentines supone un calentamiento excesivo y un peligro para la seguridad industrial de la operación; lo que implica que no se emplee el segundo banco de serpentines y que esté subutilizado tecnológicamente.
- El segundo banco de serpentines presenta mayor área de transferencia de calor.

- La temperatura más adecuada debe alcanzarse en niveles de altura bajos para garantizar un tiempo de tratamiento más efectivo.

Se evalúa la posibilidad de prescindir del primer banco de serpentines y colocar en su posición el segundo banco de serpentines (anexo 14) Con estas nuevas condiciones se aplica la modelación matemática, a partir de la cual se obtienen los resultados mostrados en la figura 3.10:

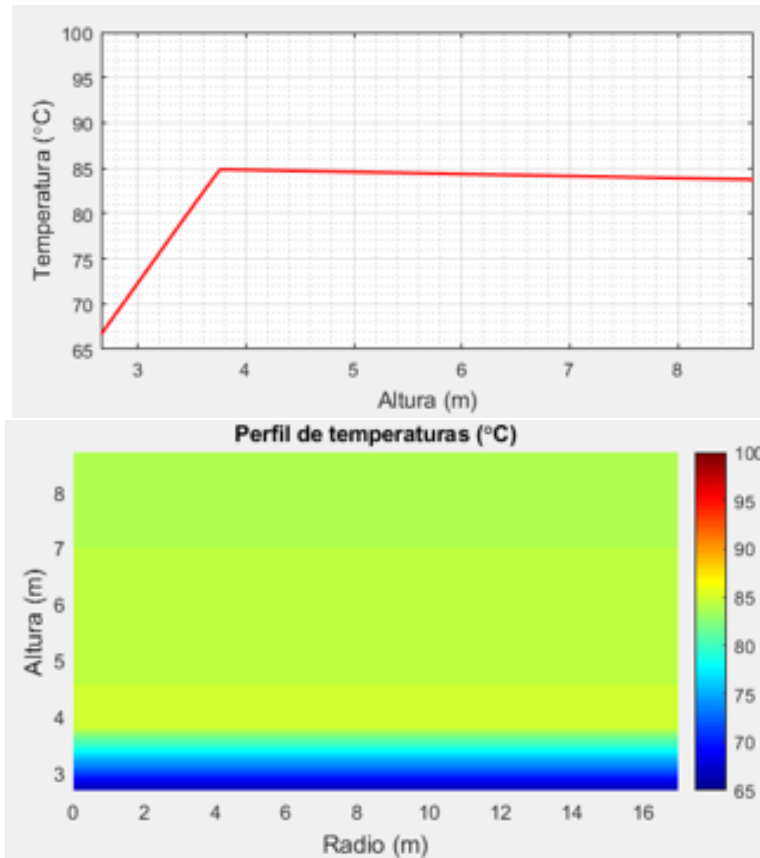


Figura 3.10: Perfil de temperaturas del petróleo respecto a la altura correspondiente a la modificación del diseño del tanque.

Favorablemente, el perfil de temperaturas muestra que es posible alcanzar los 85°C de temperatura en los niveles de petróleo finales al serpentín y, por ende, mejorar la eficacia del tratamiento.

Por otro lado, debe modificarse la altura de colocación del sensor de temperaturas de 5,0 m (posición original) a 4,0 m; nivel a partir del cual concluye la etapa de calentamiento por bancos

de serpentines. Ello permitiría una medición más inmediata del valor de temperatura del petróleo (justamente a la salida de la etapa) y un mejor control del proceso de calentamiento; lo que en caso de problemas operacionales ofrece un mayor margen de tiempo (de hasta 20 horas antes de concluir el tratamiento) para tomar acciones tecnológicas que permitan su solución.

El empleo de un solo banco de serpentines es factible también desde el punto de vista constructivo para diseños posteriores de otros tanques, ya que se reducen los costos asociados a los materiales que se emplean, así como la transportación y el montaje de los mismos.

También se determina la demanda de vapor, el consumo de gas natural y el costo que corresponde con la modificación al diseño del tanque de tratamiento. Los resultados que se obtienen se muestran en la tabla 3.3.

Tabla 3.3: Resultados de la modificación al diseño del tanque de tratamiento.

Parámetro	Valor
Temperatura final del petróleo (°C)	83,74
Consumo de vapor (kg/h)	4538
Consumo de gas natural (kg/h)	267
Costo (cup/h)	13,4

Tal como se realiza para la operación del tanque con el diseño actual, se obtiene un modelo matemático de regresión (0,9976) para la simplificación de la complejidad matemática en la determinación de la temperatura final del tratamiento (ecuación 3.2).

$$T_{fp} = -0,069Q_p + 1,061T_{op} + 1,558P_v + 21,485 \quad (3.2)$$

También se desarrollan curvas de nivel representativas del modelo. En la figura 3.11 se aprecia la curva de nivel de la temperatura final del petróleo para una presión de saturación del vapor de 600 kPag.

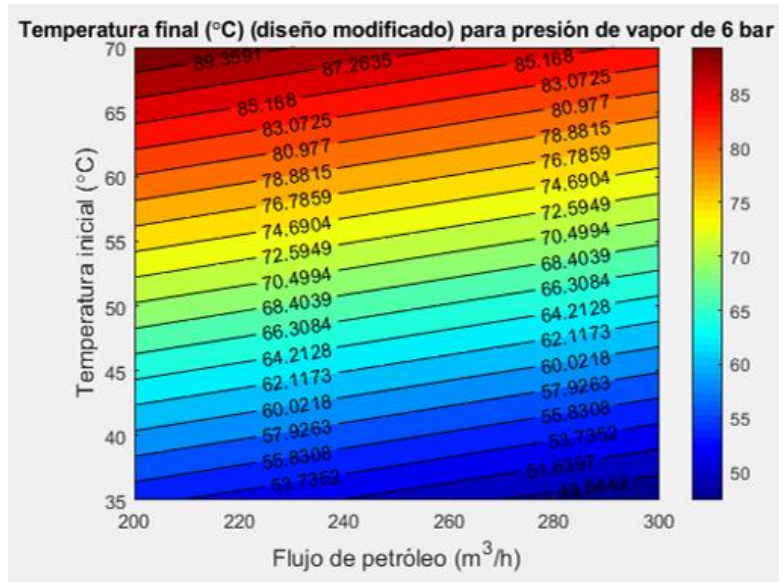


Figura 3.11: Curva de nivel de la temperatura final del petróleo para una presión de saturación del vapor de 600 kPag, con el diseño modificado del tanque de tratamiento.

En el anexo 15 se muestran las curvas de nivel de la temperatura final del petróleo para el diseño modificado, cuando se opera con una presión de saturación del vapor de 500 kPag y cuando se opera con 700 kPag.

3.5 Conclusiones parciales de los análisis de resultados

1. El modelo matemático desarrollado es válido para la predicción del régimen térmico del petróleo durante su tratamiento en el tanque, dado la existencia de errores de predicción inferiores a un 10% y una adecuada sensibilidad del modelo ante cambios en los valores de sus términos independientes.
2. Los coeficientes globales y peliculares de transferencia de calor adoptan valores que están en correspondencia con los referidos por diversos autores en la literatura especializada, lo que corrobora por este sentido su estimación.
3. El diseño actual de los serpentines de calentamiento de los tanques de tratamiento de 10 000 m³ es inapropiado y supone un exceso de área de transferencia de calor que en la práctica se subutiliza por implicar un sobrecalentamiento del crudo.

4. La operación solamente con los primeros serpentines no permite alcanzar los 85°C de temperatura del petróleo y supone una demanda de vapor de 3 201 kg/h.
5. La sustitución de los serpentines inferiores por los superiores, los que tienen más área de transferencia de calor, permite un perfil de temperaturas más adecuado y demanda 4 537 kg/h de vapor.

Conclusiones

1. A partir de la modelación matemática del calentamiento del petróleo en los tanques de 10 000 m³ se desarrolló una herramienta tecnológica que favorece el análisis de la incidencia de variables operacionales y de diseño sobre el comportamiento de esta etapa, por lo que se corrobora la hipótesis planteada.
2. El modelo matemático describe adecuadamente el proceso de calentamiento del petróleo en el tanque, mostrando errores de predicción inferiores a un 10% y una adecuada respuesta ante cambios en los valores de los términos independientes.
3. El diseño existente no permite que se alcancen perfiles de temperaturas adecuados para un tratamiento efectivo del petróleo.
4. El consumo de vapor en la operación con el primer banco de serpentines es de 3 201 kg/h mientras que cuando se trabaja con los dos bancos de serpentines es de 4 461 kg/h.
5. Si se sustituye el primer banco de serpentines por los serpentines superiores, se logra alcanzar 85°C de temperatura del petróleo crudo, lo que permite un tratamiento termoquímico más efectivo.

Recomendaciones

1. Aplicar la modelación matemática desarrollada como herramienta tecnológica de análisis en la evaluación de propuestas de diseño en tanques de tratamiento de petróleo de 10 000 m³.
2. Incluir la dirección radial del flujo de calor en futuros modelos de calentamiento en el llenado de tanques de tratamiento de crudo de 10 000 m³.

Bibliografía

1. Aliev, A., y Mishchenkova, O. (2016). *Mathematical Modeling and Numerical Methods in Chemical Physics and Mechanics* (A. Lipanov Ed. 1era ed.). Canadá: Apple Academic Press.
2. Bajali, C., Srinivasan, B., y Gedupudi, S. (2020). *Heat Transfer Engineering: Fundamentals and Techniques* (1era ed.). Reino Unido: Academic Press
3. Banerjee, S. (2014). *Mathematical Modeling: Models, Analysis and Applications*. India: CRC Press.
4. Bañal, J. A. (2015). *Modelación de la transferencia de calor, en régimen transitorio, en los tanques estáticos de la Planta de Procesamiento de Crudo de la EPEP-C*. (Trabajo de Diploma presentado como requisito parcial para optar por el título de Ingeniero Químico), Universidad de Matanzas, Matanzas.
5. Bejan, A., y Kraus, A. (2003). *Heat Transfer Handbook*: John Wiley & Sons, INC.
6. Bird, B., Stewart, W., Lightfoot, E., y Klingenberg, D. (2014). *Introductory Transport Phenomena*. Estados Unidos: Wiley.
7. Brown, G. (1967). *Operaciones básicas de la Ingeniería Química*. La Habana, Cuba: Editorial Revolucionaria.
8. Chidambaram, M. (2018). *Mathematical Modelling and Simulation in Chemical Engineering*. Reino Unido: Cambridge.
9. Delgado, Y. (2011). *Modelación del funcionamiento del tanque de almacenamiento #37 del área 3 de la Empresa Comercializadora de Combustibles Matanzas*. (Ingeniero Químico), Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos, Matanzas, Cuba.
10. Eck, C., Garcke, H., y Knabner, P. (2017). *Mathematical Modeling*. Suiza: Springer.
11. EPEP-C. (2022a). *Laboratorio de Ensayos F-LA-0603*. Matanzas
12. EPEP-C. (2022b). *Reglamento tecnológico de la Planta de Procesamiento de Crudos*. Cuba.
13. Flynn, A. M., Akashige, T., y Theodore, L. (2019). *Kern's Process Heat Transfer* (2da ed.). Estados Unidos: Wiley.
14. García, Y. (2014). *Estudio simulado para disminuir las pérdidas energéticas en tanques de almacenamiento de crudo en la Empresa Comercializadora de Combustibles Matanzas*. (Tesis en opción al Título Académico de Master en Ingeniería Química), Universidad de Matanzas, Matanzas (Cuba).
15. Gencel, Y., y Ghajar, A. (2020). *Heat and Mass Transfer: Fundamentals & Applications* (6ta ed.). Nueva York: McGraw-Hill.
16. Gupta, V. (2021). *Elements of Heat and Mass Transfer* (2da ed.). India: New Age International (P) Ltd.
17. Hernández, A. (2020). *Modelo de simulación en régimen transitorio de un tanque de tratamiento de petróleo en la planta de procesamiento de crudo de la EPEP-Centro*. (Trabajo de Diploma presentado como requisito parcial para optar por el título de Ingeniero Químico), Universidad de Matanzas, Matanzas
18. Hernández, O. (2016). *Fundamentos de las emulsiones agua-aceite crudo y su aplicación en la industria petrolera*. (Tesis en opción al título de ingeniero petrolero), Universidad Nacional Autónoma de México, Ciudad de México.
19. Himmelblau, D., y Bischoff, K. (1976). *Análisis y Simulación de procesos*. España: Editorial Reverté.
20. Holman, J. (2010). *Heat Transfer* (t. edition Ed.). International edition: McGraw-Hill.
21. Incropera, F., DeWitt, D., Nergman, T., y Lavine, A. (2017). *Incropera's Principles of Heat and Mass Transfer* (8va ed.). Estados Unidos: Wiley.
22. Karwa, R. (2017). *Heat and mass transfer*. India: Springer.

23. Kern, G. (2019). *Process heat Transfer* (A. M. Flynn, T. Akashige, & L. Theodore Eds. second edition ed.). USA: John Wiley & Sons and Scrivener Publishing
24. Kothandaraman, C. (2006). *Fundamentals of Heat and Mass Transfer* (3ra ed.): New Age International (P) limited.
25. Kumar, S., Ranjan, H., Sruthi, M., y Kumar, A. (2020). *Introduction to Enhanced Heat Transfer* (F. Kulacki Ed.). Suiza: SpringerBriefs in Applied Sciences and Technology.
26. Marfisi, S., y Salager, J. (2004). *Deshidratación de Crudo - Principios y Tecnología* (U. d. L. A. Laboratorio FIRP Escuela de Ingeniería Química Ed.). Venezuela: Laboratorio FIRP Escuela de Ingeniería Química, Universidad de Los Andes.
27. Medina, A. (2014). *Análisis de la incidencia de la incorporación de la tercera etapa de separación de gas en la batería central de la EPEP-Centro*. (Especialista en Perforación de pozos de petróleo y producción de petróleo. Mención: Producción de petróleo), Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos, Matanzas, Cuba.
28. Mickens, R. (2022). *Mathematical Modelling with Differential Equations*. Boca de Ratón (Florida, Estados Unidos): CRC Press.
29. Peters, M., Timmerhaus, K., y West, R. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5ta ed.). Nueva York: Mc Graw-Hill.
30. Puyans, L., García, A., y Conde, G. (1992). *Transferencia de cantidad de movimiento, calor y masa*. Cuba: Editorial Pueblo y Educación.
31. Ramesh, K., y Dusan, P. (2003). *Fundamentals of heat exchanger design*. USA: John Wiley & Sons, Inc.
32. Rasmuson, A., Andersson, B., Olsson, L., y Andersson, R. (2014). *Mathematical modelling in Chemical Engineering*: Cambridge University Spress.
33. Rizo, L. (2008). *Evaluación energética en la planta de tratamiento de crudo de la EPEP-Centro*. (Especialidad de Perforación de pozos de petróleo y Producción de petróleo), Centro Politécnico del Petróleo, Cuba.
34. Savvidou, D. (2017). *Water-in-Oil emulsion treatment of Crude Oil effluent: Techniques, additives and simulation*. (Maestría en Producción Ingenieril), Universidad técnica de Creta, Creta.
35. Serovajsky, S. (2022). *Mathematical Modelling*. Boca de Ratón (Florida, Estados Unidos): Taylor & Francis Group.
36. Silcox, G., Noble, J., Wankat, P., y Knaebel, K. (2019). Heat and Mass Transfer. En D. W. Green & M. Z. Southard (Eds.), *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (9 edition ed.). International edition: McGraw Hill Education.
37. Velázquez, I., y Pereira, J. (2014). Emulsiones de agua en Crudo. Aspectos generales. *Revista Ingeniería UC*, 21(3), 45 - 54.
38. Venkateshan, S. P. (2021). *Heat Transfer* (3ra ed.). India: Springer.
39. Viera, R., López, S., y Noemí, M. (1988). *Modelación matemática para ingenieros químicos*. La Habana: Editorial Pueblo y Educación.

Simbología

A : Área de transferencia de calor (m^2)

A_{sc} : Área seccional del tanque (m^2)

BSW: Contenido de agua y sedimentos (%)

CGTC: Coeficiente global de transferencia de calor ($kW/m^2 K$)

Cp_l : capacidad calorífica del líquido saturado a la presión de trabajo ($J/kg K$)

Cp_p : Capacidad calorífica del petróleo a la presión de trabajo ($J/kg K$)

Cp_{pm} : Capacidad calorífica del petróleo a la temperatura media del petróleo ($kJ/kg K$)

dh : Paso de cálculo del método numérico (m).

d_{ti} : Diámetro interior de los tubos (m).

d_{to} : Diámetro exterior de los tubos (m).

D_t : Diámetro del tanque (m).

DTCCM: UEB División Territorial de Comercialización de Combustible Matanzas

E : Energía en forma de calor (Q) transferido por unidad de volumen (kW /m^3).

ECO: Estación cabecera del oleoducto magistral Varadero-Matanzas

ERE: Estación de Rebombeo Este

ERO: Estación de Rebombeo Oeste

g : Constante gravitacional ($g = 9.8 m/s^2$).

Gr_L : Número de Grashof

h_c : coeficiente pelicular de transferencia de calor por convección para el aire (kW/m^2K),

h_{cond_o} : Coeficiente pelicular de transferencia de calor por condensación del vapor dentro de los tubos (kW/m^2K).

h_{conv_o} : Coeficiente pelicular de transferencia de calor por convección, referido al diámetro exterior de los tubos (kW/m^2K).

h_{fg} : Calor latente de cambio de fase (J/kg),

h'_{fg} : Calor latente de cambio de fase modificado (J/kg)

h_{sc} : Coeficiente pelicular de transferencia de calor por convección libre para esta sección (kW/m²K).

h_s : Altura superior del serpentín (m).

h_i : Altura inferior del serpentín (m).

k_a : Conductividad térmica del aire (kW/mK)

k_l : conductividad térmica del líquido saturado (W/m K)

k_{pm} : Conductividad térmica del petróleo (W/m K)

L_t : longitud de los tubos (m)

$LMTD$: Diferencia media logarítmica de temperaturas entre el vapor y el petróleo.

n_t : número de tubos.

Nu : número de Nusselt

Nu_L : Número de Nusselt, en función de la longitud característica z'

q_p : Flujo volumétrico de petróleo (m³/h).

Q : Calor transferido (kW)

Q_{abs} : Calor absorbido por el petróleo (kW)

Q_c : Calor intercambiado por el vapor contenido en los colectores (kW).

Q_{cond} : Calor trasferido por conducción (kW)

Q_p : Calor perdido (kW)

Q_{pet} : Flujo de petróleo (m³/h)

Q_t : Calor intercambiado por el vapor contenido en los tubos (kW).

Pr : Número de Prandtl

P_v : Presión de saturación del vapor (k Pa)

PPC: Planta de Procesamiento de Crudo

Ra_{Dt} : Número de Rayleigh

Re_D : Número de Reynold

R_d : factor de ensuciamiento (kW/m²K)

S_R : Generación de energía por reacción química (kW/m³).

t : Tiempo de llenado (horas)

t_a : Temperatura del aire ($^{\circ}\text{C}$)

T_s : Promedio entre la temperatura de saturación del vapor y la temperatura media del petróleo en la iteración ($^{\circ}\text{C}$)

T_{sat} : Temperatura de saturación del vapor ($^{\circ}\text{C}$).

T_p : Temperatura inicial del petróleo en la iteración ($^{\circ}\text{C}$).

T_{pfa} : Temperatura final del petróleo en la iteración ($^{\circ}\text{C}$).

T_{p1} : Temperatura inicial del petróleo (K)

T_{p2} : Temperatura final del petróleo (K)

T_{fp} : Temperatura final del petróleo ($^{\circ}\text{C}$)

T_{op} : Temperatura inicial del petróleo ($^{\circ}\text{C}$)

U : Coeficiente global de transferencia de calor ($\text{kW}/\text{m}^2 \text{K}$)

U_o : coeficiente global de transferencia de calor referido al diámetro exterior de los tubos ($\text{kW}/\text{m}^2 \text{K}$).

v : Volumen de fluido analizado (m^3)

v_z : Velocidad del fluido en la dirección de flujo "z" (m/s)

V_a : Viscosidad cinemática del aire (m^2/s).

V_{pm} : Viscosidad cinemática del petróleo a la temperatura media del petróleo (m^2/s).

w_c : Flujo másico que se consume (kg/h).

w_e : Flujo másico que entra al tanque (kg/h).

w_g : Flujo másico que se genera (kg/h).

W_p : Flujo de petróleo (kg/h).

w_s : Flujo másico que sale del tanque (kg/h).

W_{vapor} : Consumo de vapor de un banco de serpentín (kg/h).

X_{cal} : Valor del parámetro calculado por el modelo.

X_r : Valor real del parámetro.

z : Longitud en la dirección de flujo para el volumen de fluido analizado (m)

β_a : Coeficiente de expansión volumétrica del aire (K^{-1}).

β_p : Coeficiente de expansión volumétrica del petróleo (K^{-1}).

ε_r : Error relativo expresado como porcentaje (%).

ρ_p : Densidad del petróleo

ρ_{pm} : Densidad del petróleo a la temperatura media del petróleo (kg/m^3)

ρ_l : Densidad del líquido saturado a la presión de trabajo (kg/m^3)

ρ_v : Densidad del vapor saturado a la presión de trabajo (kg/m^3)

μ_l : Viscosidad del líquido saturado a la presión de trabajo ($N/s\ m^2$)

$\frac{dT}{dx}$: Gradiente de temperaturas

$\frac{\partial T_p}{\partial t}$: Variación de la temperatura con respecto al tiempo ($^{\circ}C/s$).

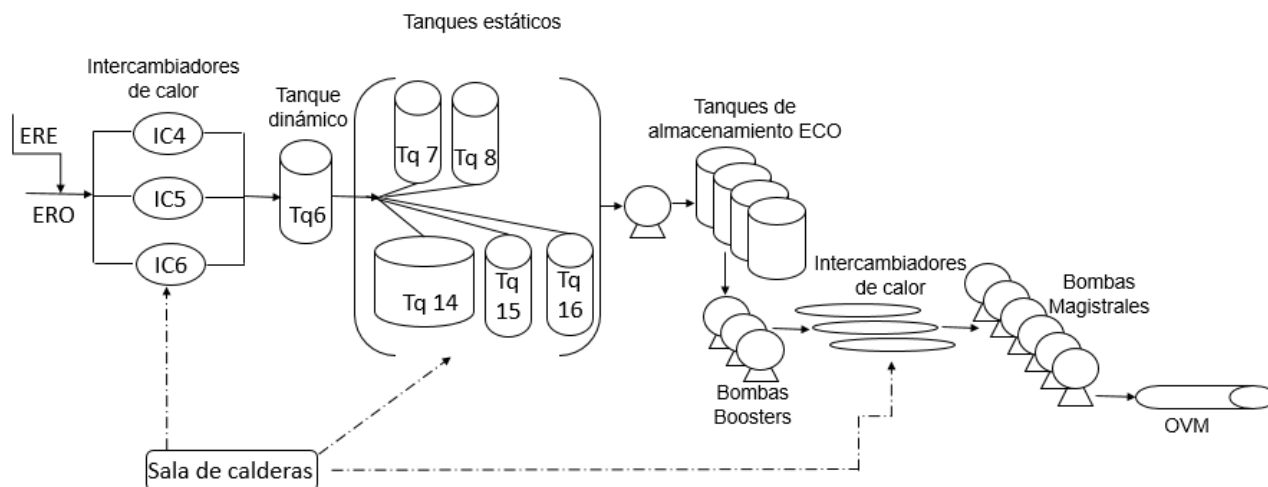
$\frac{\partial T_p}{\partial z}$: Variación de la temperatura con respecto al eje de flujo ($^{\circ}C/m$).

$\frac{dm_p}{dt}$: Acumulación de masa en el tanque (kg/h).

ΔT_p : Diferencia de temperaturas entre las capas de fluidos (K)

Anexos

Anexo 1: Diagrama de flujo del proceso tecnológico de producción de petróleo.



Fuente: elaboración propia.

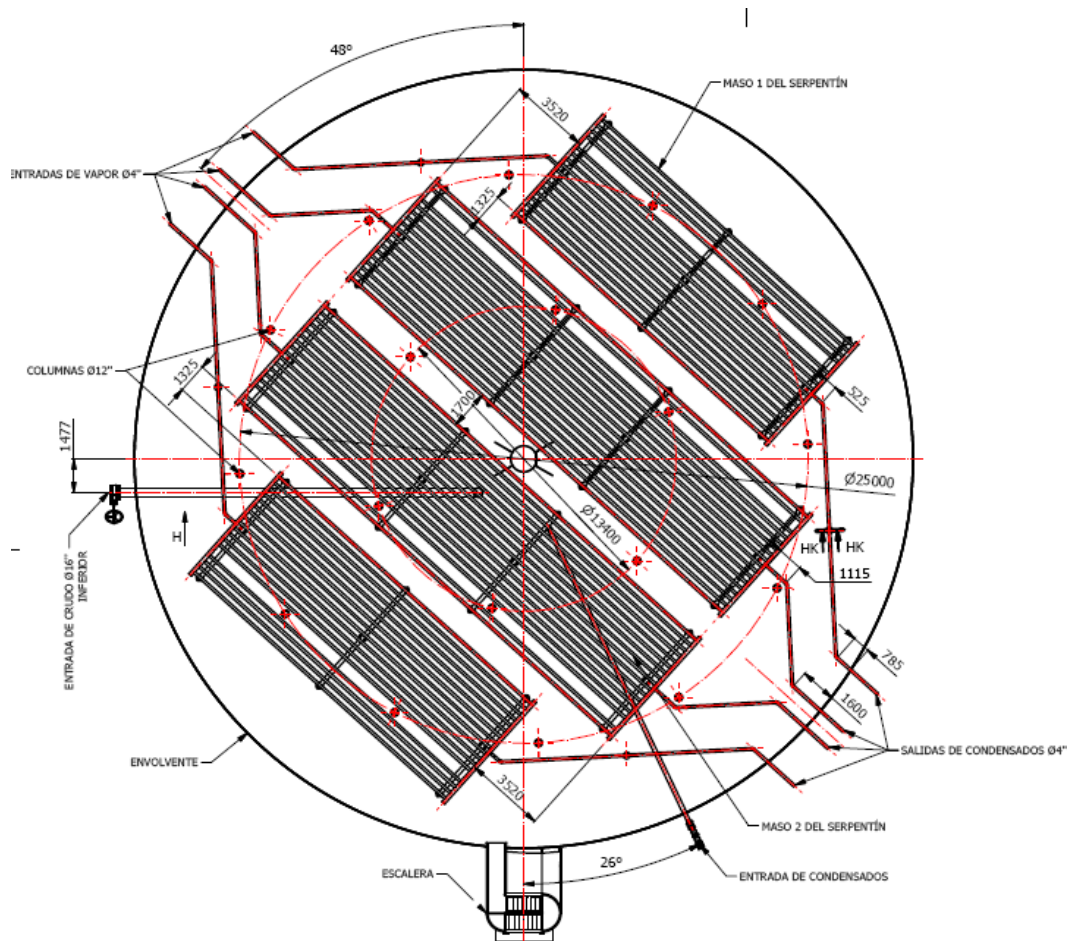
Anexo 2: Características estructurales del tanque de tratamiento de 10 000 m³

Parámetro	Valor
Altura del tanque	12,00 m
Diámetro interior	34,19 m
Diámetro de entrada de petróleo del tanque	0,41 m (16")
Diámetro de salida de petróleo del tanque	0,41 m (16")
Altura de la salida inferior	2,50 m
Altura de la salida intermedia	3,50 m
Altura de la salida superior	6,50 m
Altura de la toma muestra inferior	2,30 m
Altura de la toma muestra intermedia	3,30 m
Altura de la toma muestra superior	6,30 m
Diámetro de la línea de drenaje de agua	0,25 m (10")
Diámetro de la línea vapor	0,15 m (6")
Cantidad de serpentines de vapor	4 (2 de 15,00 m de longitud y 2 de 22,05 m)
Cantidad de tubos de cada serpentín	17
Diámetro interior de los serpentines	0,10 m
Diámetro exterior de los serpentines	0,11 m
Altura inferior del banco de serpentines inferiores	2,66 m
Altura superior del banco de serpentines inferiores	3,39 m

Altura inferior del banco de serpentines superiores	3,40 m
Altura superior del banco de serpentines superiores	4,50 m
Cantidad de colectores de vapor y condensado	8
Diámetro interior de los colectores de vapor y condensado	0,15 m
Diámetro exterior de los colectores de vapor y condensado	0,17 m
Diámetro de la tubería de condensado de vapor	0,10 m (4'')
Altura primer termómetro y transmisor de temperatura	1,00 m
Altura segundo termómetro y transmisor de temperatura	5,00 m
Altura tercer termómetro y transmisor de temperatura	8,50 m

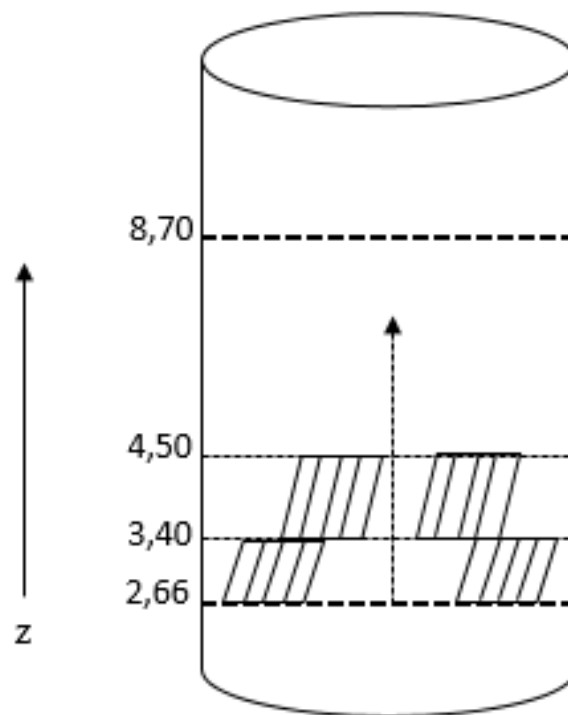
Fuente: Reglamento tecnológico de la EPEP-Centro, 2022

Anexo 3: Vista en planta de los bancos de tubos.



Fuente: Reglamento tecnológico de la EPEP-Centro, 2022

Anexo 4: Representación de las secciones en que se divide el tanque en cuanto a la transferencia de calor.



Fuente: elaboración propia.

Anexo 5: Caracterización del petróleo crudo cubano.



HYDROCARBON LIQUID ANALYSIS

Container Identification		CYL1	
Operator Name			Laboratory Number
SHERRITT INTERNATIONAL CORP			13C7 34764A
Unique Well Identifier	Well Name		
NOT AVAILABLE	EPEC CENTRAL BATTERY		
Field or Area	Pool or Zone	Sampler's Company	
	NOT APPLICABLE	SHERRITT INTERNATIONAL CORP	
Well License	Elevation	Test Type	Test No.
	KB m GRD m		
Name of Sampler			
Test Interval or Perfs mKB	Sampling Point	Separator	Reservoir
	PIPELINE	Source	Sampled
		Pressure (kPa)	Received
		Temperature	
		620	620
		37	37
			23
Date Sampled	Date Received	Date Analyzed	Date Reported
	Jul 08, 2013	Jul 15, 2013	Jul 15, 2013
Location - Approved By - Title			
-			
Other Information			
#1,CC: 101312,EC:62100575,COMDITY CODE:7021959			

* Results relate only to the items tested
 Note: Sampling Point, Unique Well Identifier and/or Pool or Zone information was unavailable at time of reporting. This information is integral to AGAT's WebFLUIDs, a comparison, history and trending analysis system.

COMP.	MOLE FRACTION	MASS FRACTION	VOLUME FRACTION
N2	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000
C1	0.0001	TRACE	TRACE
C2	TRACE	TRACE	TRACE
C3	TRACE	TRACE	TRACE
IC4	TRACE	TRACE	TRACE
NC4	0.0001	TRACE	TRACE
IC5	0.0002	TRACE	TRACE
NC5	0.0001	TRACE	TRACE
C6	0.0002	TRACE	0.0001
C7+	0.9993	1.0000	0.9999
TOTAL	1.0000	1.0000	1.0000

Observed Properties of C7+ Residue (15/15° C)

Density	Relative Density	API @ 15°
998.7 kg/m³	0.9996	10.1
Relative Molecular Mass		
458.9		

Calculated Properties of Total Sample (15/15° C)

Density	Relative Density	API @ 15°
998.6 kg/m³	0.9995	10.1
Relative Molecular Mass		Gas Equivalency
458.6		51.5

Calculations for C6 and C7 are based on Boiling Point Grouping. If Carbon Number Grouping had been done, the mole fractions would be (C6: 0.0027) (C7+:0.9968)

This analysis and calculations are based on GPA 2186, GPA 2286, ASTM 2597, and ASTM 5307



File No.	Company	UWI / LSD
13C734764A	SHERRITT INTERNATIONAL CORP	NOT AVAILABLE

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

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

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

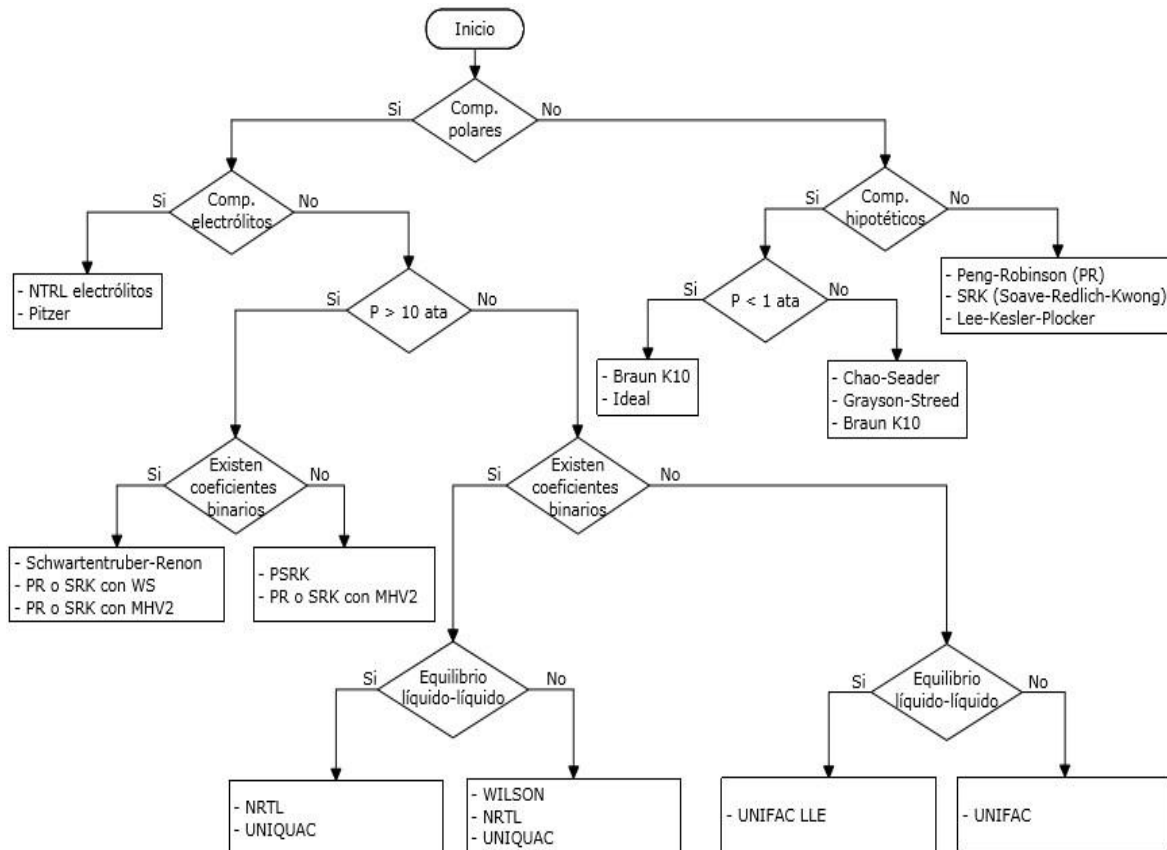
The above hexanes plus values are based upon a measured mass fraction and a calculated mole fraction, and assume a total hydrocarbon recovery from the chromatographic system.

Anexo 6: Caracterización del gas natural.

Componente	Fracción molar
Metano	41,48
Etano	6,96
Propano	8,98
Isobutano	3,13
Butano	4,94
Sulfuro de hidrógeno	12,49
Dióxido de carbono	14,52
Nitrógeno	0,28
Isopentano	3,02
Pentano	1,50
Hexano	1,73
Heptano	0,74
Octano	0,21
Nonano	0,02

Fuente: *Sherritt International Corp.*

Anexo 7: Algoritmo para la selección de modelos termodinámicos.



Fuente: Aspen Hysys v10 (AspenTech Inc. 2017)

Anexo 8: Pasos para la creación del Assay

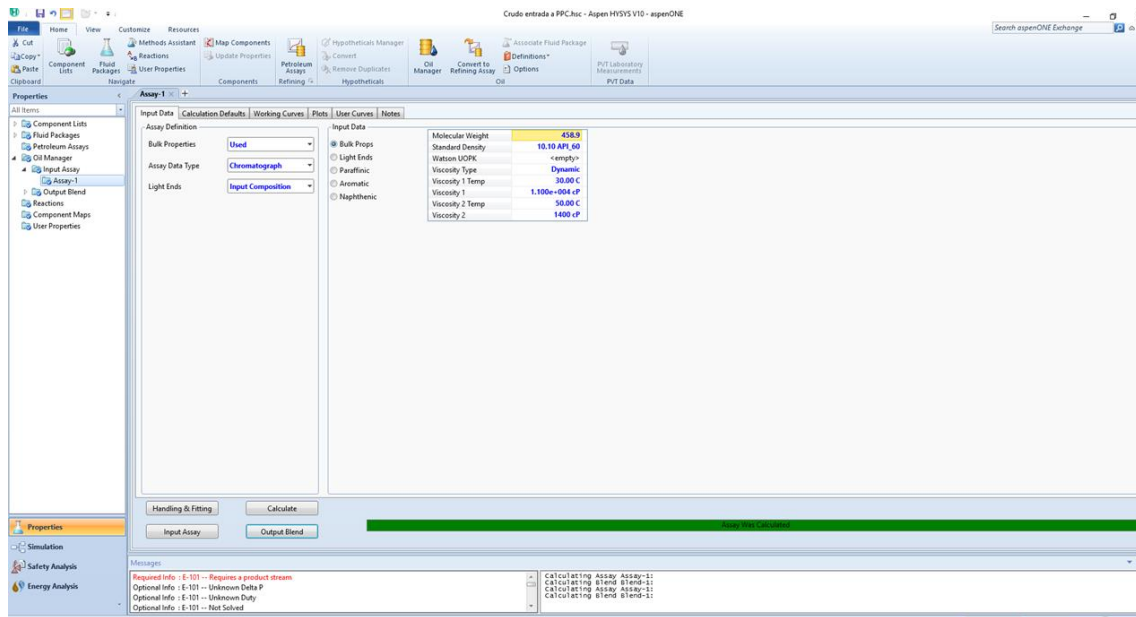


Figura A8.1: Pestaña *Input Data*, se selecciona en *Bulk Properties: Used*; en *Assay Data Type: Chromatograph* y en *Light Ends: Input Composition*. A la derecha en la opción *Bulk Props*: datos generales.

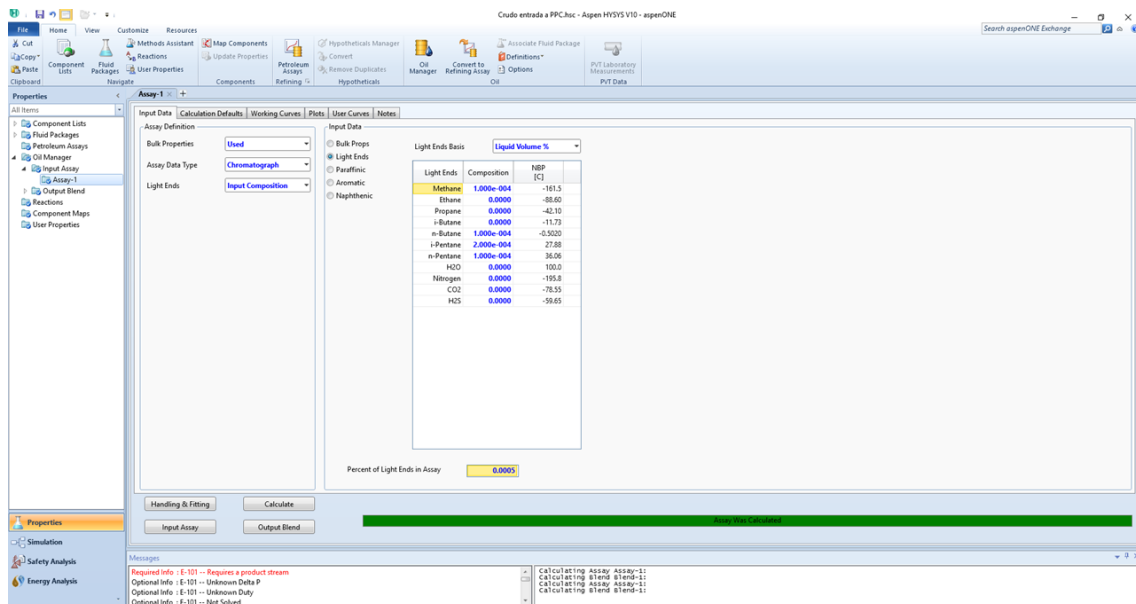


Figura A8.2: *Light Ends*: fracciones molares de componentes ligeros reportados por el ensayo de laboratorio.

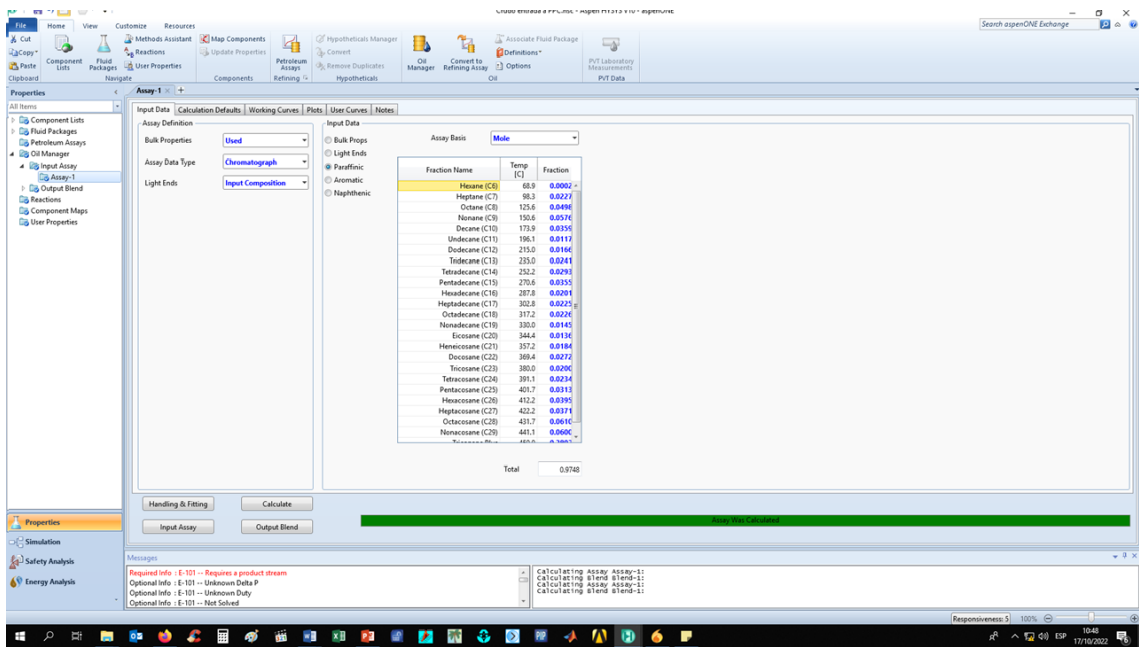


Figura A8.3: *Paraffinic*: fracciones molares de compuestos parafinas.

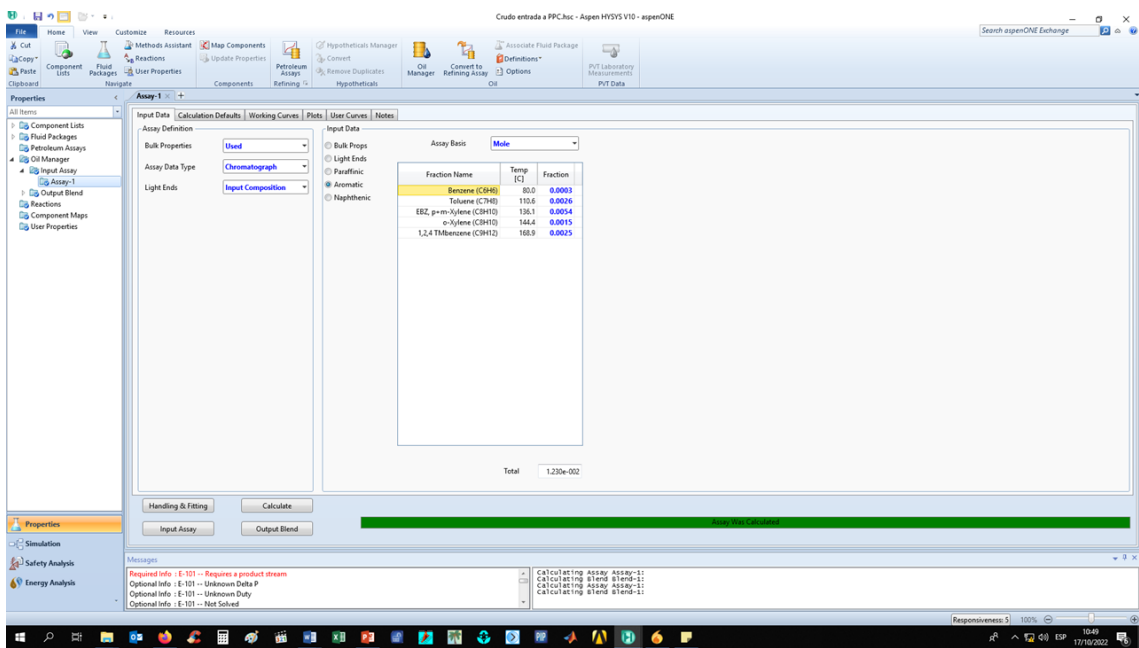


Figura A8.4: *aromatic*: fracciones molares de compuestos aromáticos

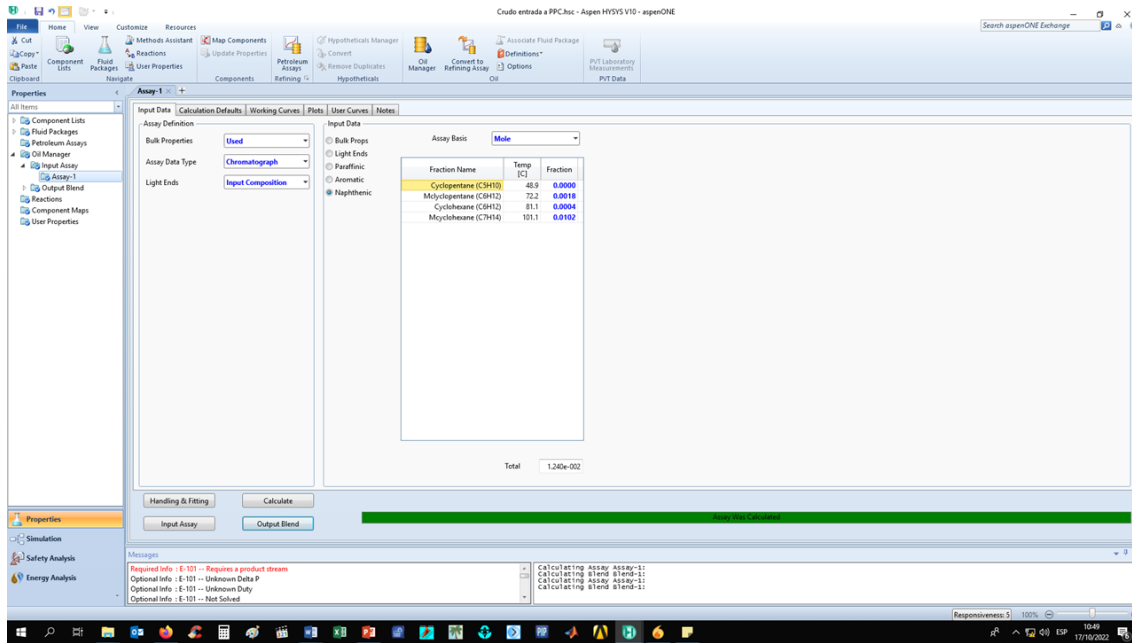


Figura A8.5: *naphthenic*: fracciones molares de compuestos nafténicos

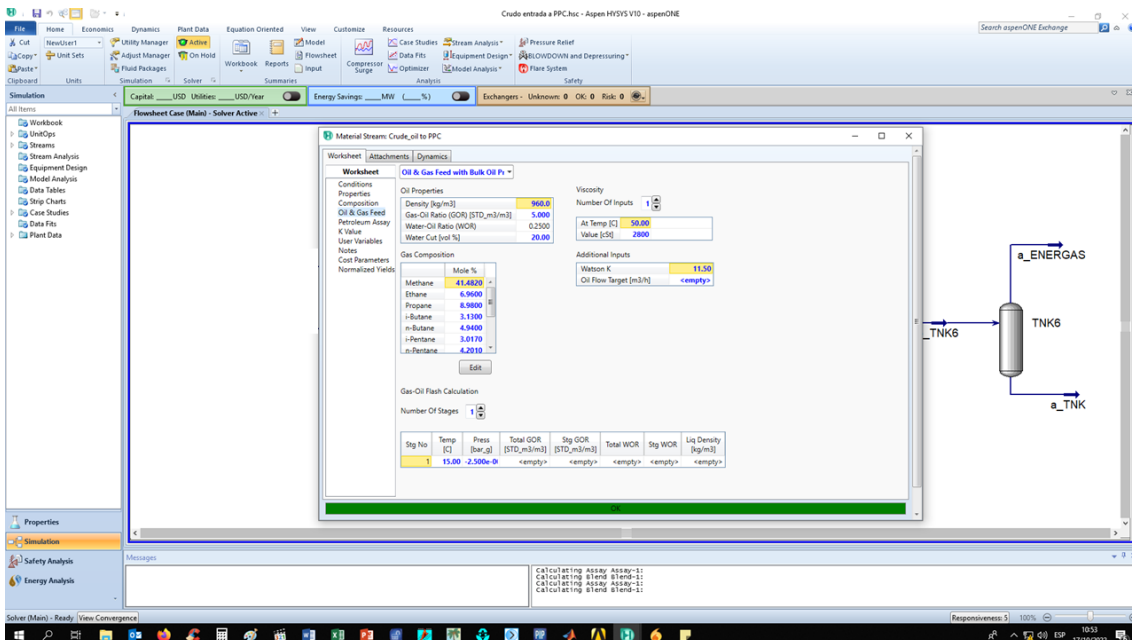
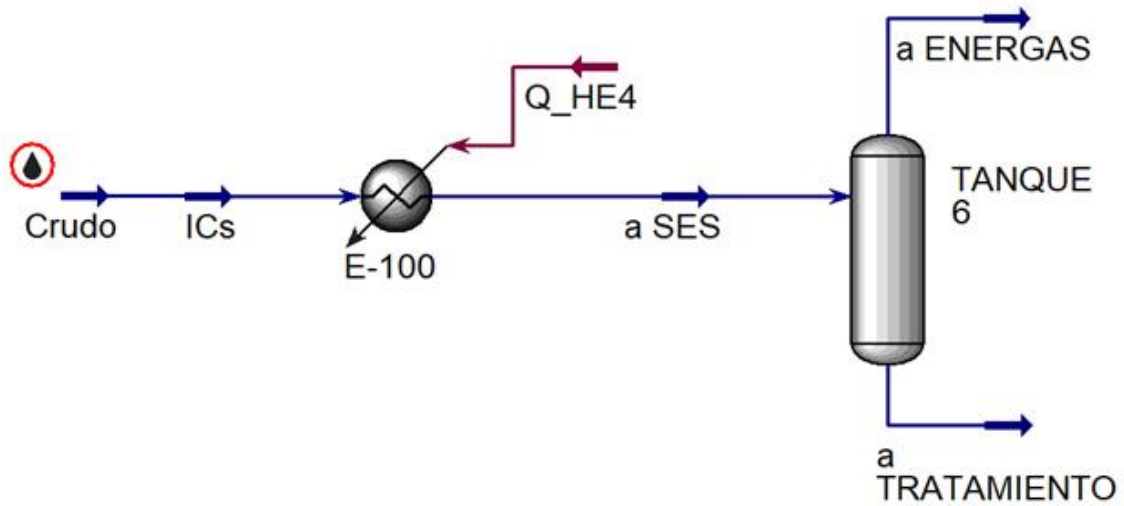


Figura A8.6: entana *Oil & Gas Feed* de la pestaña *Worksheet*

Anexo 9: Diagrama de flujo de la simulación de la corriente de petróleo a tratar.



Fuente: Aspen Hysys v.10 (Aspen Tech, Inc. 2017).

Anexo 10: Ficheros que se utilizan en la modelación matemática

- Fichero de la función ``petroprop``

```
pp= localfunctions;
function f = dp(tp) %kg/m3
f = spline([45 50 55 60 65 70 75 80 85],[983.7 980.3 976.8 973.3 969.8 966.4 962.9
959.4 955.9],tp);
end
function f = kp(tp) %W/m K
f = spline([45 50 55 60 65 70 75 80 85],[0.1687 0.1684 0.1682 0.1679 0.1676 0.1673
0.1670 0.1668 0.1665],tp);
end
function f = cpp(tp) %kJ/kg K
f = spline([45 50 55 60 65 70 75 80 85],[2.054 2.070 2.086 2.102 2.119 2.139 2.152
2.168 2.184],tp);
end
function f = miu(tp) %cP
f = spline([45 50 55 60 65 70 75 80 85],[3830 2497 1687 1177 844.2 621.3 467.9 359.8
281.9],tp);
end
```

- Fichero de la función ``propair``

```
ap= localfunctions;
function f = da(ta) %kg/m3
f = spline([-23 27 77],[1.3947 1.1614 0.995],ta);
end
function f = cpa(ta)%kJ/kg K
f = spline([-23 27 77],[1.006 1.007 1.009],ta);
end
function f = miua(ta)%N s/m2
f = spline([-23 27 77],[0.00001596 0.00001846 0.00002082],ta);
end
function f = visca(ta)%m2/s
f = spline([-23 27 77],[0.00001144 0.00001589 0.00002092],ta);
end
function f = ka(ta) %W/m K
f = spline([-23 27 77],[0.0223 0.0263 0.03],ta);
end
function f = pra(ta)
f = spline([-23 27 77],[0.72 0.707 0.7],ta);
end
```

- Fichero de la función ``vw``

```
%Viscosidad para el agua líquida saturada según la temperatura de
saturación en Kelvin
function f = vw(tsatk) %N s/m2 *10^6
f = spline([370 373.15 375 380 385 390 400 410 420 430 440 450 460 470
480],[289 279 274 260 248 237 217 200 185 173 162 152 143 136 129],tsatk);
end
```

- Fichero de la función ``modelacioncc``

```
function dT=modelacioncc(tp)
global Pw Dt dh hss hsi Qpet tpfa dti dto dci dco Lt Lc Nt Nc Rd landa ta
```

```

%Propiedades y datos termodinámicos
propair
petroprop
tpm=(tpfa+tp)/2; %Temperatura media del petróleo
dpm= pp{1}(tpm); %Densidad del petróleo a tpm (kg/m3)
dp2= pp{1}(tpfa); %Densidad del petróleo a tpfa (kg/m3)
dp1= pp{1}(tp); %Densidad del petróleo a tp (kg/m3)
cppm= pp{3}(tpm); %Capacidad calorífica del petróleo a tpm (kJ/kg K)
miupm=pp{4}(tpm); %Viscosidad dinámica del petróleo a tpm(cP)
Miupm=miupm/1000; %Viscosidad dinámica del petróleo a tpm (Pa s)
Vpm=Miupm/dpm; %Viscosidad cinemática del petróleo a tpm (m2/s)
kpm=(pp{2}(tpm))/1000;%Conductividad térmica del petróleo a tpm(kW/mK)
alfapm=kpm/(dpm*cppm);%Difusividad térmica del petróleo a tpm (m2/s)

tsat= XSteam ('Tsat_p', Pw);%Temperatura de saturación en oC
tsatk= tsat+273; %Temperatura de saturación en Kelvin
hv= XSteam ('hv_p', Pw); %Entalpía del vapor saturado a Pw (kJ/kg)
hl= XSteam ('hl_p', Pw); %Entalpía del líquido saturado a Pw (kJ/kg)
dv= XSteam('rhoV_p', Pw);%Densidad del vapor saturado a Pw (kg/m3)
vwl= vw(tsatk)/(10^6); %Viscosidad del líquido saturado a Pw (N/s m2)
kwl= XSteam('tcL_p', Pw);%Conductividad térmica del líquido sat (W/mK)
cpwl= XSteam ('cpl_p', Pw)*1000; %Capacidad calorífica del agua
%líquida saturada a Pw (J/kg K)
dl= XSteam('rhoL_p', Pw);%Densidad del líquido saturado a Pw (kg/m3)
landa= (hv-hl)*1000; %Calor latente de cambio de fase (J/kg)
ts=(tsat+tpm)/2;
%-----
fr=dh/(hss-hsi); %Fracción del calor cedido que para una iteración
%i" se absorbe ante un incremento dh en la altura
%-----Calor cedido-----
%Convección libre
g=9.8; %Constante gravitacional (m/s^2)
B=(-1/dpm)*-3.4767; %Coeficiente de expansión del petróleo
Pra=Vpm/alfapm; %Prandtl para el petróleo
RaDt=g*B*(tsat-tpm)*dto^3/(alfapm*Vpm); %Rayleigh
Nut=(0.6+((0.387*RaDt^(1/6))/(1+(0.559/Pra)^(9/16)))^(8/27)))^2; %Nusselt

RaDc=g*B*(tsat-tpm)*dco^3/(alfapm*Vpm); %Rayleigh
Nuc=(0.6+((0.387*RaDc^(1/6))/(1+(0.559/Pra)^(9/16)))^(8/27)))^2; %Nusselt
hcto=(Nut*kpm/dto); %Coeficiente pelicular por convección de los
%tubos para diámetro exterior [kW/m2 K]
hcco=(Nuc*kpm/dco); %Coeficiente pelicular por convección de los
%colectores para diámetro exterior [kW/m2 K]

%Condensación
hfgc=landa+(3/8)*cpwl*(tsat-ts);
%Coeficiente pelicular por condensación para los tubos (kW/m K) %referido
al diámetro exterior
hcondto=0.001*dti/dto*0.555*((g*dl*(dl-dv)*kwl^3*hfgc)/(vwl*dti*(tsat-
ts)))^0.25;
%Coeficiente pelicular por condensación para los colectores (kW/m K)
%referido al diámetro exterior
hcondco=0.001*dci/dco*0.555*((g*dl*(dl-dv)*kwl^3*hfgc)/(vwl*dci*(tsat-
ts)))^0.25;
Uto=((1/hcondto+1/hcto + Rd))^( -1);%Coeficiente global de TC para los
%tubos referido al diámetro exterior
Uco=((1/hcondco+1/hcco + Rd))^( -1);%Coeficiente global de TC para los

```

```

                                %referido al diámetro exterior
LMTD=((tsat-tpfa)-(tsat-tp))/log((tsat-tpfa)/(tsat-tp));%Diferencia
                                %media logarítmica de temperaturas
Atct=Nt*3.14*dto*Lt ; %Área de TC de los tubos
Atcc=Nc*3.14*dco*Lc ; %Área de TC de los colectores

Qt= fr*Uto*LMTD*Atct; %Calor cedido por los tubos kW
Qc= fr*Uco*LMTD*Atcc; %Calor cedido por los colectores kW
Qced=Qt+Qc; %Calor cedido total kW
%-----Calor perdido-----
%Coeficiente pelicular de TC por convección libre por pérdidas
g=9.8; %Constante gravitacional (m/s^2)
tscl=(ta+tpm)/2 ;%Temperatura media para las propiedades
B=(tscl+273)^(-1);%Coeficiente de expansión del aire
Pra=ap{6}(tscl); %Pr del aire (kJ/kg K)
Va=ap{4}(tscl); %Viscosidad cinemática del aire (m2/s)
ka=ap{5}(tscl); %Conductividad térmica del aire (W/m K)
GrL=g*B*(tpm-ta)*(dh^3)/(Va^2);%Grashof
RaL=GrL*Pra; %Rayleigh
NuL=(0.825+(0.387*RaL^(1/6))/(1+(0.492/Pra)^(9/16)))^(8/27))^2; %Nusselt
hc=(NuL*ka*0.001/dh);%Coeficiente pelicular de TC por convección
                                %[kW/m2K]
A=pi*Dt*dh; %Área de TC para las pérdidas según el paso de
                                %solución (m^2)
Qp=hc*A*(tpm-ta);%Calor perdido por convección (kW)
Qtotal=Qced-Qp;

v=pi*Dt^2/4*dh; %Volumen analizado (m^3)
Q=Qtotal/v; %Calor total por unidad de volumen (kW/m3)
At=pi*Dt^2/4; %Área seccional del tanque
vz=(Qpet/3600)/At;%Velocidad del petróleo (m/s)

dT=(Q)/(dpm*cppm*vz);

```

- Fichero de la función ``modelacionsc``

```

function dT=modelacionsc(tp)
global Dt dh Qpet tpfa ta dto dco Rd
%Propiedades y datos termodinámicos
petroprop
propair
tpm=(tpfa+tp)/2; %Temperatura media del petróleo
dpm= pp{1}(tpm); %Densidad del petróleo a tpm (kg/m3)
cppm= pp{3}(tpm); %Capacidad calorífica del petróleo a tpm (kJ/kg K)
miupm=pp{4}(tpm); %Viscosidad dinámica del petróleo a tpm(cP)
Miupm=miupm/1000; %Viscosidad dinámica del petróleo a tpm(Pa s)
Vpm=Miupm/dpm; %Viscosidad cinemática del petróleo a tpm (m2/s)
kpm=(pp{2}(tpm))/1000;%Conductividad térmica del petróleo a tpm(kW/mK)
alfapm=kpm/(dpm*cppm);%Difusividad térmica del petróleo a tpm (m2/s)
%-----
%Coeficiente pelicular de TC por convección libre por pérdidas
g=9.8; %Constante gravitacional (m/s^2)
tscl=(ta+tpm)/2 ; %Temperatura media para las propiedades
B=(tscl+273)^(-1); %Coeficiente de expansión del aire
Pra=ap{6}(tscl); %Pr del aire (kJ/kg K)
Va=ap{4}(tscl); %Viscosidad cinemática del aire (m2/s)
ka=ap{5}(tscl); %Conductividad térmica del aire (W/m K)

```



```

GrL=g*B*(tpm-ta)*(dh^3)/(Va^2);%Grashof
RaL=GrL*Pra; %Rayleigh
NuL=(0.825+(0.387*RaL^(1/6))/(1+(0.492/Pra)^(9/16))^(8/27))^2; %Nusselt
hc=(NuL*ka*0.001/dh);%Coeficiente pelicular de TC por convección
%[kW/m2 K]
A=pi*Dt*dh; %Área de TC para las pérdidas según el paso de
%solución (m^2)
Qp=hc*A*(tpm-ta) ; %Calor perdido por convección (kW)

%Calor por convección libre absorbido
g=9.8; %Constante gravitacional (m/s^2)
B=(-1/dpm)*-3.4767;%Coeficiente de expansión del petróleo
Pra=Vpm/alfapm; %Prandtl para el petróleo
RaL=g*B*(tpfa-tp)*dh^3/(alfapm*Vpm);%Rayleigh
NuL=0.069*RaL^(1/3)*Pra^0.074; %Nusselt
hcLp=(NuL*kpm/dh); %Coeficiente pelicular por convección libre
At=pi*Dt^2/4; %Área seccional del tanque
Qabs=hcLp*(tpfa-tp)*At;
Qtotal=-Qp+Qabs;

v=pi*Dt^2/4*dh; %Volumen analizado (m^3)
Q=Qtotal/v; %Calor total por unidad de volumen (kW/m3)
At=pi*Dt^2/4;
vz=(Qpet/3600)/At; %Velocidad del petróleo (m/s)

dT=(Q)/(dpm*cppm*vz);

```

- Fichero de la función *'principal'*

```

clc
clear all
global Pw Dt hsi1 hss1 hsi2 hss2 Qpet to ho hf dh hss hsi tpfa...
dti dco dci dco Lt Lc Nt Nc Rd landa ta
Qpet=230; %Flujo de petróleo (m3/h)
to=70; %Temperatura inicial del petróleo
Pw1=6; %Presión del vapor en el primer banco de serpentines (bar)
Pw2=6; %Presión del vapor en el segundo banco de serpentines (bar)
ta=30; %Temperatura del aire
Rd=0.9; %Rd para petróleo Incropera, 2009 (m2 K/kW)
%*****
dd=1; %Si hay calentamiento en los primeros serpentines dd=1,sino
%vale 0
ss=1; %Si hay calentamiento en los segundos serpentines ss=1,sino
%vale 0
%*****
%Datos del tanque
ho=2.66; %Altura inicial
hf=8.7; %Altura final
hsi1=2.66; %Altura inferior serpentín 1
hss1=3.40; %Altura superior serpentín 1
hsi2=3.40; %Altura inferior serpentín 2
hss2=4.50; %Altura superior serpentín 2
Dt=34; %Diámetro del tanque (m)
%Datos de los primeros serpentines
dti1=0.10226;%Diámetro interior de los tubos (m)
dto1=0.1143;%Diámetro exterior de los tubos (m)
dcil=0.154; %Diámetro interior de los colectores

```

```

dco1=0.168; %Diámetro exterior de los colectores (m)
Lt1=15;      %Longitud de los tubos (m)
Lc1=6;      %Longitud de los colectores (m)
Nt1=34;     %Número de tubos del serpentín
Nc1=4;      %Número de colectores
%Datos de los segundos serpentines
dti2=0.10226;%Diámetro interior de los tubos (m)
dto2=0.1143; %Diámetro exterior de los tubos (m)
dci2=0.154;  %Diámetro interior de los colectores (m)
dco2=0.168;  %Diámetro exterior de los colectores (m)
Lt2=22;     %Longitud de los tubos (m)
Lc2=6;      %Longitud de los colectores
Nt2=34;     %Número de tubos del serpentín
Nc2=4;      %Número de colectores
% -----
dh=0.1;     %paso de solución
%-----
z=[];
t=[];
tf1=to;     %temperatura inicial de petróleo
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%
%                               SECCIÓN 1
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
tp=tf1; %temperatura inicial de petróleo para la sección 1
if dd==1 %Si hay calentamiento en esta sección
for h=hsil:dh:hssl
    hss=hssl;
    hsi=hsil;
    dti=dti1;
    dto=dto1;
    dci=dci1;
    dco=dco1;
    Lt=Lt1;
    Lc=Lc1;
    Nt=Nt1;
    Nc=Nc1;
    Pw=Pw1;
for i=0.1:0.1:20
    tpfa=tp+i; %Temperatura final del petróleo asumida
    K1=dh*modelacioncc(tp); %modelacioncc es la modelación para el
    %SEGUNDO SERPENTÍN
    K2=dh*modelacioncc(tp+0.5*K1);
    K3=dh*K2;
    K4=dh*modelacioncc(tp+K3);
    tpfc=tp+1/6*(K1+2*K2+2*K3+K4); %tpfc es la temperatura del petróleo
    %final calculada
    Er=(tpfc-tpfa)/tpfc*100; %Error relativo para la temperatura final
    %asumida
    if Er<0 %Para llevar Er a ER, valor modular del error
        ER=-Er;
    else
        ER=Er;
    end
    if ER<3
    tp=tpfc;
    z=[z;h];
    t=[t;tp];

```

```

    tf2=t(end);
        break
    end
end
end
%Consumo de vapor 1 kg/h
petroprop
tpm1=(tf2+tf1)/2;
cppm1= pp{3}(tpm1);%Capacidad calorífica del petróleo (kJ/kg K)
dpm1= pp{1}(tpm1); %Densidad del petróleo (kg/m3)
Wvapor1=Qpet*dpm1*cppm1*1000*(tf2-tf1)/landa; %Consumo de vapor 1
%kg/h

end
else
    Wvapor1=0; %Consumo de vapor en kg/h
    for h=hsi1:dh:hss1
        hss=hss1;
        hsi=hsi1;
    for i=0.1:0.1:20
        tpfa=tp+i; %Temperatura final del petróleo asumida
        K1=dh*modelacionsc(tp);
        K2=dh*modelacionsc(tp+0.5*K1);
        K3=dh*K2;
        K4=dh*modelacionsc(tp+K3);
        tpfc=tp+1/6*(K1+2*K2+2*K3+K4);
        Er=(tpfc-tpfa)/tpfc*100;%Error relativo para la temperatura final
        %asumida
        if Er<0 %Para llevar Er a ER, valor modular del error
            ER=-Er;
        else
            ER=Er;
        end
        if ER<5
            tp=tpfc;
            z=[z;h];
            t=[t;tp];
            tf2=t(end);
                break
            end
        end
    end
end
end
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%
% SECCIÓN 2
%DEPENDE SI HAY O NO SEPARACIÓN ENTRE LOS BLOQUES DE SERPENTINES
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
tp=tf2; %temperatura inicial de petróleo para la sección 2
a=hss1-hsi2; %Por si se requiriese evaluar la separación entre
%el primer y segundo banco de serpentines

if a>0
    for h=hss1-dh:dh:hsi2-dh
    for i=0.1:0.1:20
        tpfa=tp+i; %Temperatura final del petróleo asumida
        K1=dh*modelacionsc(tp);
        K2=dh*modelacionsc(tp+0.5*K1);
        K3=dh*K2;
        K4=dh*modelacionsc(tp+K3);
        tpfc=tp+1/6*(K1+2*K2+2*K3+K4);

```

```

Er=(tpfc-tpfa)/tpfc*100; %Error relativo para la temperatura final
                           %asumida
if Er<0                       %Para llevar Er a ER, valor modular del error
    ER=-Er;
else
    ER=Er;
end
if ER<5
tp=tpfc;
z=[z;h];
t=[t;tp];
tf3=t(end);
    break
end
end
else
    tf3=tf2;
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%
%                               SECCIÓN 3
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
tp=tf3;                       %temperatura inicial de petróleo para la sección 3
if ss==1                       %Si hay calentamiento en esta sección
for h=hsi2:dh:hss2
hss=hss2;
hsi=hsi2;
dti=dti2;
dto=dto2;
dci=dci2;
dco=dco2;
Lt=Lt2;
Lc=Lc2;
Nt=Nt2;
Nc=Nc2;
Pw=Pw2;
for i=0.1:0.1:20
    tpfa=tp+i;                 %Temperatura final del petróleo asumida

    K1=dh*modelacioncc(tp); %modelacionssp es la modelación para el
                           %SEGUNDO SERPENTÍN
    K2=dh*modelacioncc(tp+0.5*K1);
    K3=dh*K2;
    K4=dh*modelacioncc(tp+K3);
    tpfc=tp+1/6*(K1+2*K2+2*K3+K4); %tpfc es la temperatura del petróleo
                                   %final calculada
    Er=(tpfc-tpfa)/tpfc*100; %Error relativo para la temperatura final
                               %asumida
    if Er<0                       %Para llevar Er a ER, valor modular del error
        ER=-Er;
    else
        ER=Er;
    end
    if ER<3
tp=tpfc;
z=[z;h];
t=[t;tp];

```

```

    tf4=t(end);
        break
    end
end
%Consumo de vapor 2 kg/h
petroprop
tpm2=(tf3+tf4)/2;
cppm2= pp{3}(tpm2); %Capacidad calorífica del petróleo (kJ/kg K)
dpm2= pp{1}(tpm2); %Densidad del petróleo (kg/m3)
Wvapor2=Qpet*dpm2*cppm2*1000*(tf4-tf3)/landa; %Consumo de vapor 2
                                                %kg/h

end
else
    Wvapor2=0; %Consumo de vapor en kg/h
    for h=hsi2:dh:hss2
    for i=0.1:0.1:20
        tpfa=tp+i; %Temperatura final del petróleo asumida
        K1=dh*modelacionsc(tp);
        K2=dh*modelacionsc(tp+0.5*K1);
        K3=dh*K2;
        K4=dh*modelacionsc(tp+K3);
        tpfc=tp+1/6*(K1+2*K2+2*K3+K4);

        Er=(tpfc-tpfa)/tpfc*100; %Error relativo para la temperatura final
                                %asumida
        if Er<0 %Para llevar Er a ER, valor modular del error
            ER=-Er;
        else
            ER=Er;
        end
        if ER<5
            tp=tpfc;
            z=[z;h];
            t=[t;tp];
            tf4=t(end);
            break
        end
    end
    end
end
end
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%
% SECCIÓN 4
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
tp=tf4; %temperatura inicial de petróleo para la sección 4
for h=(hss2+dh):dh:hf
for i=0.1:0.1:20
    tpfa=tp+i; %Temperatura final del petróleo asumida
    K1=dh*modelacionsc(tp);
    K2=dh*modelacionsc(tp+0.5*K1);
    K3=dh*K2;
    K4=dh*modelacionsc(tp+K3);
    tpfc=tp+1/6*(K1+2*K2+2*K3+K4);
    Er=(tpfc-tpfa)/tpfc*100; %Error relativo para la temperatura final
                            %asumida
    if Er<0 %Para llevar Er a ER, valor modular del error
        ER=-Er;
    else

```

```

        ER=Er;
    end
    if ER<5
        tp=tpfc;
        z=[z;h];
        t=[t;tp];
        tf5=t(end);
        break
    end
end
end
end
dt=dh*pi*Dt^2/(4*Qpet); %Resultado de BM

%*****
n=length(z); %Para coleccionar los valores de tiempo transcurrido
tii=[];
ti=0;
for i=0:1:n-1
    tii=[tii;ti];
    ti=ti+dt;
end
tfinal=tii(end);
Tiempo=tii;
Altura=z;
Temperatura=t;
Volumen=Qpet*Tiempo;
T=table(Tiempo,Altura,Volumen,Temperatura)
Wvapor=Wvapor1+Wvapor2;

disp('*****
*****');
disp(['-Consumo de vapor de los primeros serpentines: ',num2str(Wvapor1) '
kg/h'])
disp(['-Consumo de vapor de los segundos serpentines: ',num2str(Wvapor2) '
kg/h'])
disp(['-Consumo de vapor TOTAL: ',num2str(Wvapor) ' kg/h'])
disp('*****
*****');

f1=figure;
subplot(2,2,1)
plot(tii,t,'k-', 'LineWidth',1.5)
xlabel('Tiempo (horas)', 'FontSize',12);
ylabel('Temperatura (\circC)', 'FontSize',12) ;
axis([0 tfinal 65 95])
grid on
grid minor

    subplot(2,2,3)
    plot(z,t,'r-', 'LineWidth',1.5)
xlabel('Altura (m)', 'FontSize',12);
ylabel('Temperatura (\circC)', 'FontSize',12) ;
axis([ho hf 65 95])
grid on
grid minor

subplot(2,2,2)

```

```

    plot (tii,z,'b-','LineWidth',1.5)
xlabel('Tiempo de operación (horas)','FontSize',12);
ylabel('Altura (m)','FontSize',12) ;
axis ([0 tfinal ho hf])
grid on
grid minor

f2=figure;
n=100;
a=linspace(ho,hf,n);
r=linspace(0,Dt/2,n);
[A,R]=meshgrid(a,r);

tt=t.';
zz=z.';
T=interp1(zz,tt,A);
colormap('jet')
subplot(2,2,1)
contourf(R,A,T,50)
pcolor (R,A,T)
hold on
hidden off
shading flat
colorbar
caxis([65 100]);
xlabel('Radio (m)','FontSize',12);
ylabel('Altura (m)','FontSize',12) ;
title('Perfil de temperaturas (\circC)')

n=100;
a=linspace(ho,hf,n);
r=linspace(0,Dt/2,n);
[A,R]=meshgrid(a,r);

tt=tii.';
zz=z.';
T=interp1(zz,tt,A);
colormap('jet')
subplot(2,2,3)
contourf(R,A,T,50)
pcolor (R,A,T)
hold on
hidden off
shading flat
colorbar
xlabel('Radio (m)','FontSize',12);
ylabel('Altura (m)','FontSize',12) ;
title('Tiempo de llenado (horas)');

timef=tii(end);
n=100;
a=linspace(0,timef,n);
r=linspace(0,Dt/2,n);
[A,R]=meshgrid(a,r);

tt=t.';

```

```
zz=tii.';
T=interp1(zz,tt,A);
colormap('jet')
subplot(2,2,2)
contourf(R,A,T,50)
pcolor (R,A,T)
hold on
hidden off
shading flat
colorbar
caxis([65 100]);
xlabel('Radio (m)', 'FontSize',12);
ylabel('Tiempo (horas)', 'FontSize',12) ;
title('Temperatura del nivel de petróleo (\circC)')
```

Fuente: Matlab, 2018

Anexo 11: Condiciones operacionales a las cuales se obtienen los valores de temperatura final del petróleo que se emplean en la validación.

Tabla 11.1: Calentamiento en los primeros bancos de serpentines

No.	Flujo de petróleo (m³/h)	Temperatura inicial del petróleo (°C)	Presión de saturación del vapor (bar)	Temperatura (°C)
1	228	69	6,56	82,45
2	229	63	6,28	80,78
3	228	69	6,35	81,48
4	230	65	6,45	80,79
5	232	68	5,86	81,68
6	231	59	5,79	77,79
7	229	66	6,34	80,39
8	231	69	6,25	81,96
9	234	63	5,81	80,97
10	235	67	6,73	80,29
11	226	63	6,38	81,49
12	224	60	7,12	76,45
13	227	68	5,87	80,69
14	229	66	7,08	81,58
15	228	61	5,06	80,89
16	234	60	5,68	82,75
17	231	65	6,45	81,58
18	227	69	5,37	81,65
19	230	68	6,82	80,94
20	226	59	6,25	78,49
21	227	63	6,08	83,87
22	220	60	7	78,49
23	223	65	6,87	83,14

Fuente: Elaboración propia

Tabla 11.2: Calentamiento en ambos bancos de serpentines

No.	Flujo de petróleo (m³/h)	Temperatura inicial del petróleo (°C)	Presión de saturación del vapor (bar)	Temperatura (°C)
1	230	60	6,20	88,07
2	234	62	6,14	86,59
3	238	58	6,25	87,37
4	233	57	5,29	90,45
5	230	63	6,17	89,17
6	228	62	6,23	90,38
7	234	63	6,07	89,37
8	230	59	6,28	90,23
9	235	62	5,77	86,17
10	230	65	5,81	89,28

Fuente: Elaboración propia

Anexo 12: Valores del número de Rayleigh asociados a la determinación del coeficiente pelicular de transferencia de calor por convección natural en el interior del tanque para secciones con serpentines.

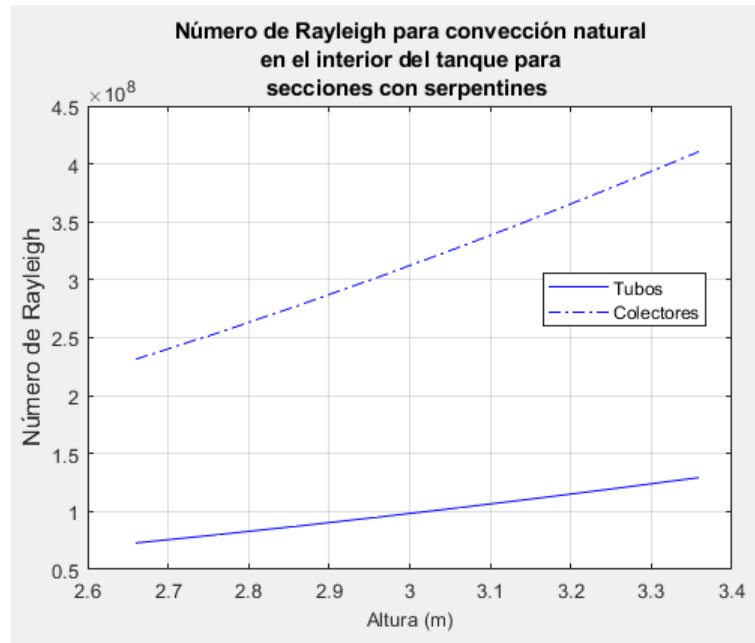


Figura 12.1: Operación con el banco de serpentines inferiores

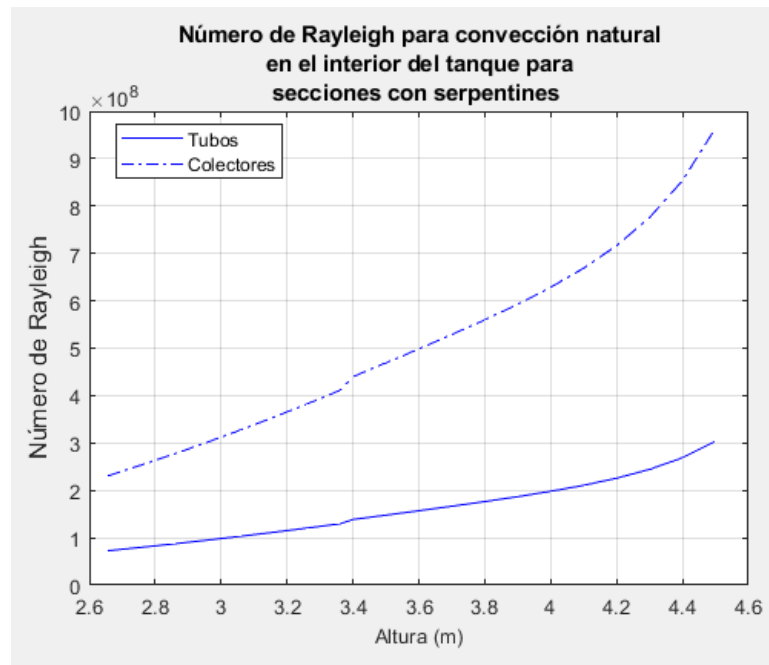


Figura 12.2: Operación con ambos bancos de serpentines.

Anexo 13: Curvas de nivel de temperatura final del petróleo

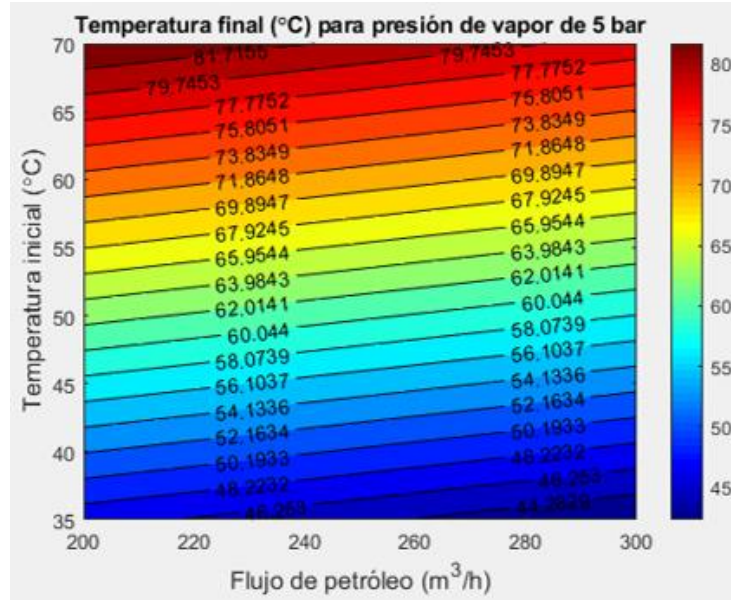


Figura 13. 1: Cuando se opera con una presión de saturación del vapor de 500 kPag

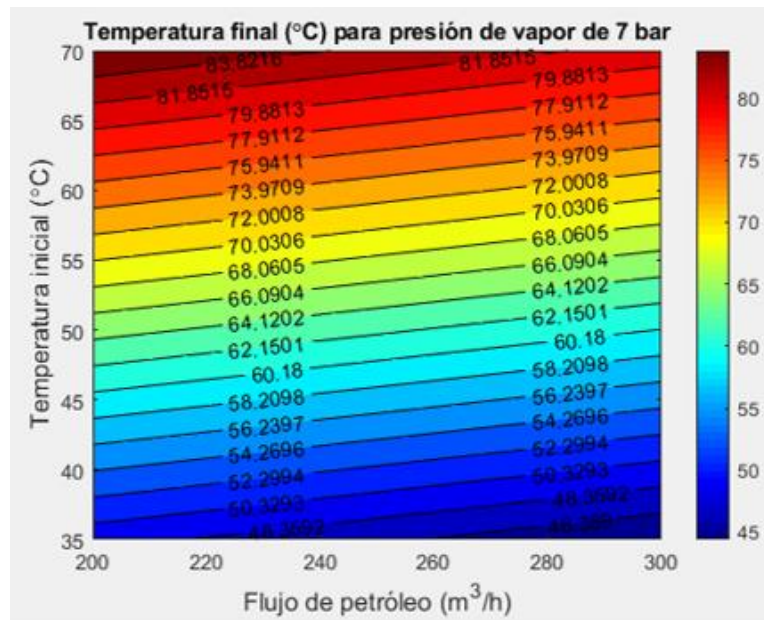
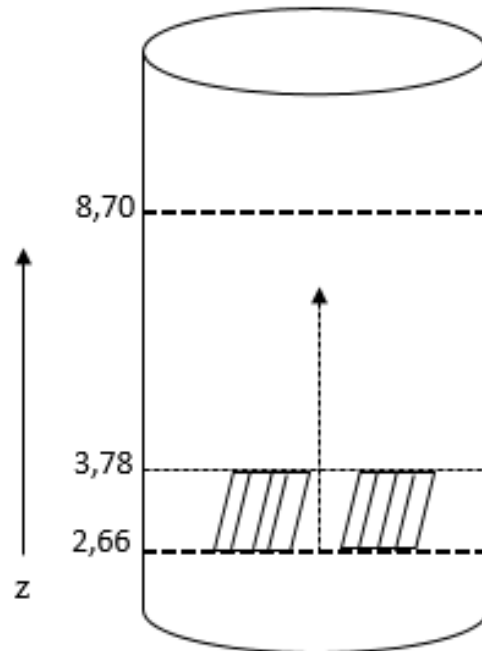


Figura 13. 2: Cuando se opera con una presión de saturación del vapor de 700 kPag

Anexo 14: Representación de las secciones en que se divide el tanque en cuanto a la transferencia de calor para la modificación al diseño del tanque.



Anexo 15: Curvas de nivel de temperatura final del petróleo para el diseño modificado del tanque.

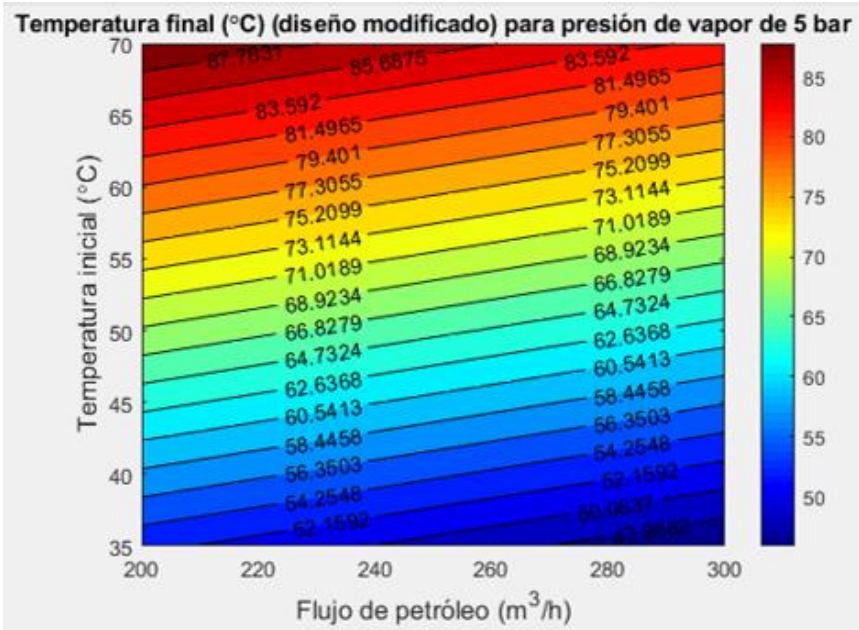


Figura 15. 1: Cuando se opera con una presión de saturación del vapor de 500 kPag

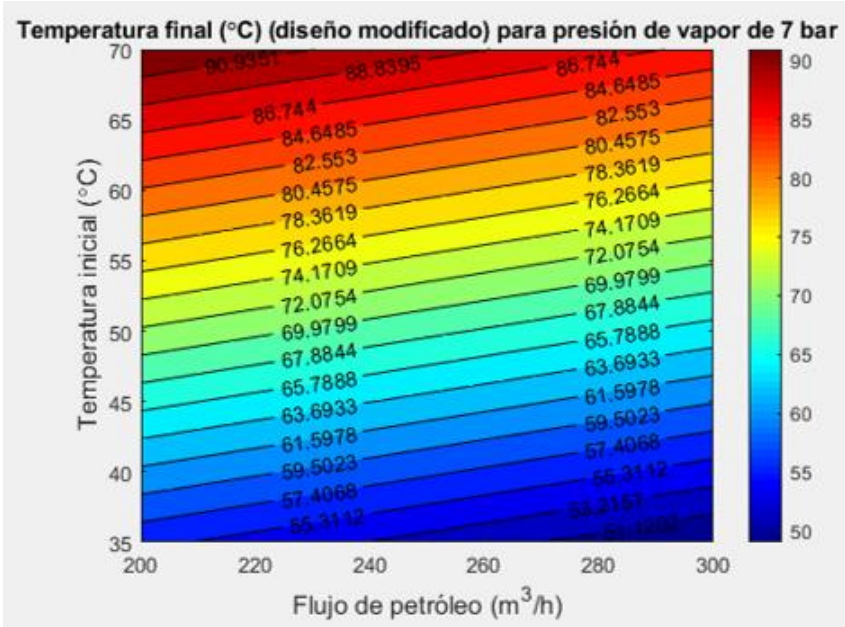


Figura 15. 2: Cuando se opera con una presión de saturación del vapor de 700 kPag