

Universidad de Matanzas
Sede “Camilo Cienfuegos”
Facultad de Ciencias Técnicas
Departamento de Química e Ingeniería Química



**Título: 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.**

Autor: José Alejandro Bañal Romero.

Tutor: MSc. Carlos González Hernández

MSc. Leiby Montes de Oca Rodríguez

Consultante: Dr.C Agustín Benítez Hernández.

Matanzas

2015

A mi familia.....

A mi inseparable amigo Negro.....

¿Por qué esta magnífica tecnología científica, que ahorra trabajo y nos hace la vida más fácil, nos aporta tan poca felicidad? La respuesta es esta, simplemente: porque aún no hemos aprendido a usarla con tino.

Albert Einstein.

NOTA DE ACEPTACIÓN

Presidente del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Calificación

Ciudad, fecha

DECLARACIÓN DE AUTORIDAD

Yo, José Alejandro Bañal Romero, declaro ser el único autor de esta investigación realizada en la Sede Universitaria de Matanzas “Camilo Cienfuegos”, como requisito parcial para optar por el título de Ingeniero Químico y autorizo que la misma sea utilizada por la mencionada Institución como material de consulta. Para que así conste, firma:

Nombre y Apellidos

Firma

AGRADECIMIENTOS

No puedo dejar pasar este momento de significativa importancia en mi vida sin agradecer sinceramente a un gran número de personas vinculadas a él.

- ✓ A mis padres por darme la vida, por la confianza que me inspiran para contar con su apoyo ante cualquier situación y por inculcarme el deseo de formarme como profesional.
- ✓ A mis hermanas Sheila y Dailenys, por ser dos de mis tesoros.
- ✓ A mis abuelos Carmen y Pepín por enseñarme que la familia es lo más importante que existe y aunque ya no se encuentran sé que están junto a mí dándome fuerzas y protegiéndome.
- ✓ A mis abuelos Gervasio e Isora por su apoyo en mi formación y por estar siempre al tanto de lo que fuese necesario.
- ✓ A mi novia y amiga Ivis Laura, por compartir nuestra vida, por escucharme y estar siempre presente para mí.
- ✓ A mi primo Michael y a Gabi por su apoyo incondicional y por facilitarme los medios para la realización de este trabajo.
- ✓ A cada miembro de mi familia, por ser incondicionales amigos y estar siempre dispuestos en lo que los he necesitado.
- ✓ A mis tutores: Leibys, Agustín y Carlos por toda la ayuda que me han brindado siempre, ser incondicionales y estar dispuestos a atenderme en cada momento que los he necesitado, a los cuales siempre les estaré agradecido.
- ✓ A Gustavo por su apoyo incondicional en todo momento.
- ✓ A mis amigos de siempre Alejandro M, Abel, Yuniel, Yoandy, Adonis, Álvaro, Carlos, por saber que sé que puedo contar con ustedes y ser incondicionales en todo momento.
- ✓ A los excepcionales amigos que hice en estos 5 años y que seguirán de por vida, por aguantar todas mis peleas por estar presente siempre que lo necesite, por enseñarme y apoyarme, por los momentos compartidos, siendo tantos los buenos que no me dejan recordar si hubo malos en fin por

ser grandes amigos. Especialmente a Naidy, Claudia, Yaremis, German y Yadira.

- ✓ A todos los profesores que han sido parte de mi formación, especialmente a Ena, Fifi, Agustín, Leibys, Yamile, Yoney, Orozco y Luis por ser más que profe y por decir esas palabras y dar ese aliento que uno siempre recordará en fin por hacer de mí una mejor persona y un buen profesional.
- ✓ A mi grupo durante estos cinco años, porque por sobre todas las cosas es mi año y siempre ser lo que estaban disponibles para discutir, festejar y reír y en especial a Rachel, Ariadna A, Lele, Dainreys F y Leo por ser excelentes compañeros
- ✓ Gracias a Fidel y la Revolución, por darme la oportunidad de mi formación y desarrollo personal.

SÍNTESIS

El presente trabajo de diploma estudia la influencia de las modificaciones tecnológicas realizadas en los tanques estáticos pertenecientes a la planta de procesamiento de crudo de la Empresa de Perforación y Extracción de Petróleo del Centro (EPEP-C) sobre las variables de tiempo de calentamiento y el consumo de vapor requerido. Esto se logra 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 de la herramienta informática *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 éstos en 1,5%. De las modificaciones realizadas, la inyección de condensado en los tanques disminuye el consumo de vapor en un 56,5%.

ABSTRACT

The present thesis studies the influence of the technological modifications on the static tanks belonging to the crude oil processing plant of the EPEP-C enterprise on the heating time and the required steam mass flow. This is achieved through simulation models based on tanks heat transfer transient regime. A characterization of the tanks, the calculation of the crude oil physical-chemical properties and the viscosity models and its density, are also analyzed. The model solution is reached by using the MATLAB software. The results show an increasing of the steam consumption of 51% and the total fluid volume of 1,5% as the crude oil inlet temperature decreases. The steam condensate injection into the tanks reduces the steam consumption up to 56,5%.

TABLA DE CONTENIDOS

Contenido

INTRODUCCIÓN.....	1
Capítulo 1: Análisis bibliográfico	5
1.1 La emulsión de agua en petróleo.....	5
1.2 Tratamiento del petróleo	7
1.3 Ley de Stokes	9
1.4 Fenómeno de transporte	10
1.4.1 Fundamentos teóricos sobre los fenómenos de transporte	10
1.4.2 Procesos fundamentales de transporte.....	11
1.4.3 Leyes básicas que describen los mecanismos de transporte de cantidad de movimiento y calor.....	12
1.5 Transporte o transferencia de energía	13
1.5.1 Conducción.....	14
1.5.2 Convección.....	15
1.5.3 Convección libre o natural	16
1.6 Intercambiadores de calor	18
1.6.1 Intercambiadores de serpentines sumergidos	18
1.7 Métodos numéricos de solución de modelos en ecuaciones diferenciales ordinarias	20
1.7.1 Método de Euler	20
1.7.2 Método de Runge-Kutta 4 ^{to} orden	21
1.8 Conclusiones parciales de la revisión bibliográfica	22
Capítulo 2: Metodología de la investigación.....	23
2.1. Descripción del proceso tecnológico de producción de petróleo de la EPEP-C	23
2.1.1. Descripción del caso de estudio	24
2.2. Caracterización de la infraestructura de los tanques estáticos de 5000 m ³ de la planta de procesamiento de petróleo.....	25
2.3. Determinación de las propiedades físico-químicas del petróleo y el aire	26
2.4. Modelo de fenómeno de transporte que describe el consumo de vapor en el tanque para una temperatura deseada	28
2.4.1. Balance de masa	29
2.4.2. Balance de energía	30
2.5. Validación del modelo	36

2.6. Solución del modelo matemático que se obtiene mediante el <i>software Matlab</i>	37
2.7. Conclusiones parciales de los materiales y métodos.....	38
Capítulo 3: Resultados y discusión	39
3.1. Validación del modelo matemático.....	39
3.2. Análisis de la sensibilidad del modelo	41
3.2.1. Variación de la temperatura de entrada al tanque	41
3.2.2. Variación del flujo de petróleo de entrada al tanque	42
3.3. Resultados del modelo ante las condiciones de operación normadas y volumen máximo operacional	43
3.4. Análisis de la variación de los perfiles volumen y temperatura para las condiciones de operación normadas y un llenado de $\frac{3}{4}$ partes del tanque	45
3.5. Análisis de la variación de las condiciones establecidas de operación	46
3.6. Análisis de la influencia de la inyección del condensado	48
3.7. Influencia económica de la inyección de condensado.....	51
3.8. Conclusiones parciales del análisis de resultado.....	53
Conclusiones	54
Recomendaciones	55
Bibliografía.....	56
Anexos.....	62

INTRODUCCIÓN

El empleo del petróleo en Cuba ha tomado un gran valor, el mismo se utiliza para la generación eléctrica, siendo usado en más del 90% de las termoeléctricas nacionales. Además, se emplea crudo nacional en fábricas de cemento, y en centrales azucareros.

Las reservas de petróleo probadas y la producción global, está dado por los niveles actuales de producción. Siempre que no se descubran nuevas reservas de petróleo, las existentes se agotarían en 40,5 años, según datos ofrecidos por *Energy Information Administration*. Por lo que cada gota de petróleo recuperada es imprescindible para el país. (Petroleum, 2013)

El petróleo naturalmente se encuentra bajo tierra en reservorios formados por agua, petróleo y gas, luego de la extracción de este a la superficie es necesario realizar un proceso de tratamiento para eliminar una serie de impurezas que contiene hasta límites establecidos para su posterior comercialización. Dentro de estas impurezas destacan el agua y las sales, las cuales provocan serios problemas de corrosión, deposiciones indeseables y otros efectos que inciden negativamente en la eficiencia de las instalaciones.

En la provincia de Matanzas el proceso de tratamiento del petróleo se realiza en la planta de procesamiento de crudo (PPC) de la Empresa de Perforación y Extracción de Petróleo del Centro (EPEP-Centro), la cual está ubicada en la Finca “La Cachurra”, poblado de Guásimas, municipio de Cárdenas. Esta empresa posee varios yacimientos ubicados en las provincias centrales del país. En la misma se producen alrededor de un millón de toneladas de petróleo y 438 millones de metros cúbicos de gas al año.

El tratamiento del crudo comienza desde los centros colectores donde se realiza la primera etapa de separación de fases, lográndose separar hasta un 95% del gas que acompaña a este. Luego se bombea el petróleo crudo hacia las estaciones de rebombeo donde se efectúa la adición de sustancias desemulsionantes y solventes reductores de viscosidad (nafta) para favorecer el posterior tratamiento y su trasiego por el oleoducto. Posteriormente es bombeado desde los centros colectores hacia la planta de procesamiento de crudo, donde se elimina el

contenido de impurezas, esencialmente agua y sedimentos, hasta valores que permitan su comercialización. En esta planta ocurre la separación final del gas acompañante del petróleo.

Cuando el petróleo ha alcanzado los parámetros requeridos para su venta (*Basic sediments and water* (BSW), menor o igual que 2%) es bombeado por el oleoducto magistral hacia la Empresa Comercializadora de Combustibles Matanzas (ECCM).

Para lograr obtener los parámetros de calidad antes mencionados se aplica en la PPC el método de tratamiento termoquímico, el cual 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 favorece la separación de las fases.

Dentro del proceso de tratamiento del petróleo en la PPC el calentamiento de éste en los tanques estáticos de 5 000m³ (tanques 15 y 16), es un factor de vital importancia para obtener la efectividad y calidad del tratamiento final del petróleo.

El calentamiento hasta un rango de temperatura máxima de 80-85°C en estos tanques, permite que disminuya la viscosidad del petróleo haciendo más fácil y factible su traslado por el oleoducto magistral hacia la ECCM. Además el calentamiento es un factor que influye positivamente en la acción de las sustancias desemulsionantes, por lo que consecuentemente, permite romper con mayor facilidad la emulsión agua-petróleo, separando mayor cantidad de agua del crudo, parámetro imprescindible en la calidad del tratamiento. De igual forma, el calentamiento permite una mejor separación del gas que aún pueda contener el petróleo dentro de los tanques.

En noviembre de 2014 se pusieron en funcionamiento los tanques 15 y 16 luego de una serie de modificaciones que le fueron realizadas. En la actualidad su sistema de calentamiento está formado por 1 cama de serpentines que utilizan vapor. Cuando el nivel de petróleo sobrepasa la altura de los serpentines, se suministra vapor a través de estos para calentar el crudo hasta alcanzar un rango temperatura máxima de 80-85 °C.

La modificación tecnológica que mayor influencia marca sobre el sistema de calentamiento y los mecanismos de transferencia de calor es la inyección del

condensado de vapor al tanque para ayudar al calentamiento, que se incorpora al agua libre producto de la ruptura de la emulsión agua-petróleo.

En estos momentos, en los tanques 15 y 16 de la planta de procesamiento, no se conoce la influencia de las modificaciones tecnológicas realizadas sobre el sistema de calentamiento. Por lo que la cantidad de vapor que se consume para alcanzar un rango de temperatura máxima requerida en el crudo de 80-85 °C se desconoce, así como el tiempo de calentamiento para que se alcancen estas condiciones.

En vista de lo anteriormente planteado, se identifica el siguiente:

Problema

¿Cómo influyen las modificaciones tecnológicas realizadas a los tanques estáticos de 5 000 m³ de la EPEP-Centro en las variables de calentamiento?

Pudiéndose plantear, como vía de solución del problema antes mencionado, la siguiente:

Hipótesis

Si se obtiene un modelo de simulación en régimen transitorio, que describa el proceso de transferencia de calor en los tanques estáticos, se podrá determinar la cantidad de vapor y el tiempo necesario para alcanzar la temperatura deseada en el crudo.

Objetivo general

Desarrollar un modelo de simulación en régimen transitorio en los tanques estáticos de tratamiento de petróleo en la planta de procesamiento de petróleo, de la EPEP-Centro.

Objetivos específicos

1. Caracterizar de la infraestructura de los tanques de 5000 m³ de capacidad de la planta de procesamiento de petróleo.
2. Determinar las propiedades físico-químicas y modelos de viscosidad y densidad del petróleo.
3. Obtener el modelo de simulación que describa la transferencia de calor en el tanque estático de la planta de procesamiento de petróleo.
4. Validar el modelo de simulación obtenido.
5. Valora la incidencias de las modificaciones realizadas desde el punto de vista termoeconómico.

Capítulo 1: Análisis bibliográfico

El gas y el petróleo representan más de la mitad del consumo de energía primaria de la humanidad. Uno de los factores que hace que el petróleo sea tan valioso es su extrema versatilidad, como fuente de energía y como materia prima. En el mundo, actualmente, se consumen más de 30 billones de barriles de petróleo, y los mayores consumidores son en su mayoría el grupo de naciones más desarrolladas, de las cuales, el mayor consumo de petróleo y gas se le atribuye a Estados Unidos. La producción, distribución, refinado y venta del petróleo, tomados todos en su totalidad, representan la industria más grande en términos de valor en dólares en el planeta (Petroleum, 2013).

1.1 La emulsión de agua en petróleo

De acuerdo a la definición general, en toda la bibliografía consultada, una emulsión es una suspensión cuasi-estable de finas gotas de un líquido dispersa en otro líquido como se muestra en la Figura 1.1. El líquido presente como pequeñas gotas es la fase dispersa o interna, mientras que el líquido que lo rodea es la fase continua o externa. Las emulsiones son clasificadas de acuerdo al tamaño de las gotas dispersas; considerándose como macroemulsión cuando el rango es de 10 a 150 micras y como microemulsión cuando varía de 0,5 a 50 micras (Becker, 1997; Agrell y Faucher, 2007; Kokal, 2008; Morín, 2008).

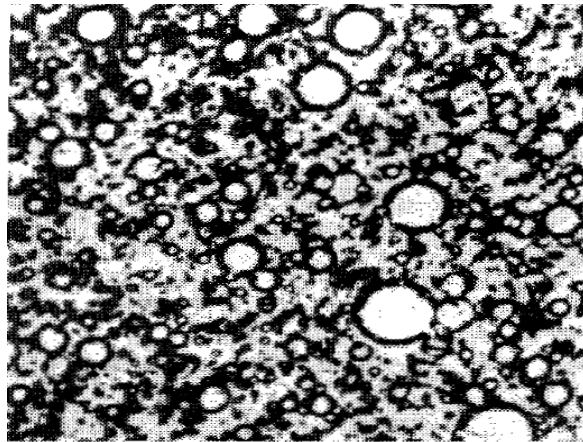


Figura 1.1 Microfotografía de una emulsión agua en petróleo (Manning y Thompson, 1995).

Existen tres requisitos esenciales para la formación de una emulsión:

1. Dos líquidos inmiscibles.
2. Suficiente agitación para dispersar uno de los líquidos en pequeñas gotas en el otro.
3. Un agente emulsionante para estabilizar las gotas dispersas en la fase continua (Becker, 1997; Kokal, 2005; Marrero, 2008).

En la producción de petróleo los dos líquidos mutuamente inmiscibles son el petróleo y el agua, las emulsiones en este son causadas por turbulencia o agitación ya que el golpeteo dispersa una de las fases en muchas gotas pequeñas. La tensión interfacial o superficial tiende a la coalescencia de las gotas. Muchas gotas dispersas en una fase continua tienen una gran área colectiva interfacial, sin embargo, como las partículas coalescen, el área total interfacial disminuyen.

El agente emulsionante debe estar presente para la estabilización de la emulsión. El mismo lo constituye la materia orgánica e inorgánica que tiene la tendencia a ser absorbida en la interfase entre el petróleo y el agua (Manning y Thompson, 1995; Velasco, 2013).

Todos los autores de las bibliografías consultadas coinciden que los agentes emulsionantes son numerosos y pueden ser clasificados de la siguiente manera:

- Compuestos naturales surfactantes tales como asfáltenos y resinas conteniendo ácidos orgánicos y bases, ácidos nafténicos, ácidos carboxílicos, compuestos de azufre, fenoles, cresoles y otros surfactantes naturales de alto peso molecular. Los surfactantes estabilizan la emulsión migrando a la interfase petróleo-agua y formando una película interfacial alrededor de las gotas (Fingas, 2014).
- Un segundo mecanismo de estabilización ocurre cuando los emulsionantes son partículas sólidas muy finas, sólidos finamente divididos, tales como arena, arcilla, finos de formación, esquistos, lodos de perforación, fluidos para estimulación, incrustaciones minerales, productos de la corrosión (por ejemplo sulfuro de hierro, óxidos), parafinas, asfáltenos precipitados. Los fluidos para estimulación de pozos pueden contribuir a formar emulsiones

muy estables. Para ser agentes emulsionantes, las partículas sólidas deben ser más pequeñas que las gotas suspendidas y deben ser mojadas por el petróleo y el agua. Luego estas finas partículas sólidas o coloides (usualmente con surfactantes adheridos a su superficie) se colectan en la superficie de la gota y forman una barrera física (Manning y Thompson, 1995).

- Químicos de producción añadidos tales como inhibidores de corrosión, biosidas, limpiadores, surfactantes y agentes humectantes (Bradley, 1992; Kokal, 2005; Rizo, 2007).

El petróleo producido debe ser sometido a procesos de tratamiento, con el objetivo de eliminar el agua presente en forma de emulsión y las sales las cuales provocan serios problemas de corrosión, deposiciones indeseables y otros efectos que inciden negativamente en la eficiencia de las instalaciones, hasta valores aptos para su comercialización, que en Cuba actualmente están definidos por la presencia menor 2% del BSW (agua y sedimento), además de una viscosidad de 1500 cSt (Corrales, 2014).

1.2 Tratamiento del petróleo

El petróleo es producido desde el yacimiento conjuntamente con otras fases, como consecuencia de la diferencia de energía entre la energía disponible en el yacimiento y el nivel de energía requerida en la superficie. Al conjunto de fases producidas se les denominan corrientes de producción y está formado por el petróleo, el agua, el gas y los sólidos (por ejemplo la arena, los asfáltenos, entre otros). El petróleo producido debe ser sometido a procesos de tratamiento, con el fin de obtener la calidad necesaria para su venta y transportación (Kokal, 2008).

El método de tratamiento termoquímico, se basa en la adición de sustancias químicas desemulsionantes, estas sustancias tienen la propiedad de debilitar la acción de las sustancias emulsificadoras naturales de las emulsiones agua-petróleo, favoreciendo la separación de las fases (EPEP-Centro, 2013). La deshidratación es el proceso mediante el cual se separa el agua asociada con el crudo, ya sea en forma emulsionada o libre, hasta lograr reducir su contenido a un

porcentaje previamente especificado (Marfisi y Salager, 2004; Rizo, 2007; Kokal, 2008).

Actualmente en la EPEP se utilizan como sustancias químicas desemulsionantes el Bycosin DP-2030, Solquiza D-37 o una mezcla de ambos.

El rompimiento de una emulsión depende de los siguientes parámetros: película interfacial, viscosidad de la fase continua, tamaño de la gota, relación de volúmenes de fase, temperatura, pH y tipo de aceite.

Viscosidad de la fase continua: Una viscosidad alta en la fase externa disminuye el coeficiente de difusión y la frecuencia de colisión de las gotas.

Temperatura: La temperatura tiene un efecto muy fuerte en la estabilidad de la emulsión. Con un incremento de la temperatura aumenta la difusión de las gotas, disminuye la viscosidad de la fase externa o continua y la película interfacial, además se modifica la tensión superficial (Azcuay, 2005).

Según Manning y Thompson (1995) las principales razones para la deshidratación y desalación del petróleo crudo a nivel mundial son:

Los compradores de petróleo crudo especifican un contenido máximo permisible de agua y sedimentos (BSW). Típicamente, los límites varían de 0,1 a 3%, por ejemplo 0,1% en climas fríos, 0,5% en las costas del golfo y Texas y 3% para crudos de baja gravedad en California.

El petróleo crudo es comprado y vendido en base a su gravedad API y petróleos de altos grados API implican altos precios. El agua disminuye la gravedad API y reduce por tanto los precios de venta del petróleo.

La viscosidad del petróleo crudo se incrementa tanto como el contenido de agua se incrementa. Las sales minerales presentes en las aguas producidas corroen el equipamiento de producción, las tuberías y los tanques de almacenamiento.

La separación del fluido producido en gas natural, petróleo crudo y agua es invariablemente el primer paso en el procesamiento del petróleo (Bradley, 1992; Manning y Thompson, 1995; Kokal, 2008).

La sedimentación de las partículas sólidas o líquidas es una etapa fundamental en el tratamiento de petróleo. La velocidad con la que puede ocurrir este fenómeno es descrita por la Ley de Stokes.

1.3 Ley de Stokes

La sedimentación gravitatoria de partículas sólidas o líquidas presentes en una emulsión, está regida por la Ley de Stokes, que permite calcular la velocidad de sedimentación (Daily y Harleman, 1975; Rizo, 2007; Marrero, 2008; Morín, 2008):

$$V = \frac{gd^2(\rho_d - \rho_f)}{18\mu_f} \quad (1.1)$$

Donde:

V = velocidad de asentamiento (m/s).

g = aceleración debido a la gravedad (m/s^2).

d = diámetro de la partícula (m).

ρ_d = densidad de las partículas dispersas (kg/m^3).

ρ_f = densidad del fluido (kg/m^3).

μ_f = viscosidad absoluta del fluido (Pa·s).

La Ley de Stokes es válida solamente para definir la velocidad con que sedimenta una sola gota o partícula, moviéndose lentamente por efecto de la gravedad, sin interactuar con otras gotas. Los números de Reynolds en estos casos son menores que uno (Agrell y Faucher, 2007).

Esta ley también puede ser usada para determinar los efectos de las propiedades del fluido producido en la estabilidad de la emulsión. Primero, la velocidad de asentamiento es proporcional al cuadrado del diámetro de la gota, por lo tanto, una emulsión puede ser estabilizada reduciendo el diámetro de gota (Warren, 2002).

La Ley de Stokes debe ser modificada para tener en cuenta los casos reales. Una gota de fluido no es ni esférica ni rígida, y puede además presentar un movimiento convectivo interno y un gradiente de tensión en su superficie. Ambos fenómenos tienden a reducir la velocidad terminal de sedimentación. Además, las gotas de una

emulsión sedimentan a diferentes velocidades. Por lo tanto, ésta ley suministra solamente una idea semi-cuantitativa de la velocidad de sedimentación, pero permite determinar las variables involucradas y hallar las condiciones extremas (Manning y Thompson, 1995; Rizo, 2007; Morín, 2008).

No obstante Bradley (1992) plantea algunas conclusiones a partir de la ecuación de la ley de Stokes:

Mientras más grande sea el tamaño de la gota de agua, mayor será su velocidad de asentamiento, a mayor tamaño de gota le tomará menos tiempo asentarse. Mientras mayor sea la diferencia de densidad entre el agua y el petróleo, mayor será la velocidad de asentamiento. Mientras mayor sea la temperatura, menor viscosidad y por tanto mayor velocidad en el asentamiento de las gotas.

1.4 Fenómeno de transporte

El transporte molecular es el proceso que se encarga en general de la transferencia o desplazamiento de una propiedad o entidad mediante el movimiento molecular de un sistema o medio el cual puede ser un fluido (gas o líquido) o un sólido. La propiedad a transferirse puede ser masa, energía térmica (calor) o momento lineal (Geankoplis, 1998).

Según Kim y King, (2009) los fenómenos de transporte tienen lugar en aquellos procesos, conocidos como procesos de transferencia, en los que se establece el movimiento de una propiedad en una o varias direcciones bajo la acción de una fuerza impulsora, a este movimiento de la propiedad se le denomina flujo

1.4.1 Fundamentos teóricos sobre los fenómenos de transporte

El transporte de cualquier propiedad puede producirse por dos mecanismos distintos: molecular y turbulento (Kern, 1999). Ambos mecanismos se producen como consecuencia de la misma causa, la existencia de una fuerza impulsora en el interior del sistema

En un sistema cualquiera ya sea en el seno de fluidos, en el interior de sólidos o entre sólidos y fluidos cada una de sus moléculas tiene una cantidad determinada de la masa, energía térmica o momento lineal asociada a ella, y cuando existe una diferencia de concentración de cualquiera de estas propiedades entonces existe

una situación de no equilibrio en el sistema, ocurre el transporte neto de esa propiedad de una región a otra adyacente a esta, con el objetivo de restablecer el equilibrio (Geankoplis, 1998, Alfonso, 2002).

Se trata de una causa termodinámica relacionada con lo alejado que se encuentra el sistema del estado de equilibrio, lo que se conoce como fuerza impulsora del transporte (Alfonso, 2002). La tendencia natural del sistema a evolucionar hacia el estado de equilibrio será la consecuencia de que se produzca un transporte de materia, un transporte de energía o un transporte de cantidad de movimiento. La velocidad a la que se produzca este transporte ya no tendrá naturaleza termodinámica y dependerá de la naturaleza del medio y de las condiciones de flujo (Incropera, 2006).

Por ejemplo en los fluidos diluidos, como los gases, donde las moléculas están relativamente alejadas entre sí, la velocidad de transporte de la propiedad será relativamente alta puesto que hay pocas moléculas presentes para bloquear el transporte o para interactuar. En fluidos densos, como los líquidos, las moléculas están próximas entre sí y el transporte o la difusión se realizan con más lentitud. En los sólidos, las moléculas están empacadas más estrechamente que en los líquidos y la migración molecular es aún más restringida (Geankoplis, 1998).

El transporte molecular es lento, ordenado y permite un estudio teórico sencillo, por el contrario el transporte turbulento es rápido, desordenado y su estudio teórico presenta grandes dificultades, por lo que los problemas de transporte turbulento se resuelven en la actualidad desde el punto de vista macroscópico a partir de propiedades globales del sistema (Bird, 1992; White, 2001; Finlayson, 2006).

1.4.2 Procesos fundamentales de transporte

1. **Transferencia de momento lineal:** Se refiere a la que se presenta en los materiales en movimiento, como en operaciones unitarias de flujo de fluidos, sedimentación y mezclado (Geankoplis, 1998).
2. **Transferencia de calor:** En este proceso fundamental se considera como tal a la transferencia de calor que pasa de un lugar a otro; se presenta en las operaciones unitarias de secado, evaporación, destilación y otras (Holman, 2002).

3. **Transferencia de masa:** En este caso se transfiere masa de una fase a otra fase diferente; el mecanismo básico es el mismo, ya sea que las fases sean gaseosas, sólidas o líquidas. Este proceso incluye destilación, absorción, extracción líquido-líquido, separación por membranas, adsorción y lixiviación (Bird, 1992; White, 2001).

Los tres procesos de transporte molecular de momento lineal, calor o energía térmica y de masa se caracterizan, en un sentido elemental, por el mismo tipo general de ecuación de transporte. Primero se debe notar lo siguiente:

$$\text{Velocidad del proceso de transporte} = \frac{\text{Fuerza impulsora}}{\text{Resistencia}} \quad (1.2)$$

En esta ecuación se aprecia algo bastante obvio que se necesita una fuerza impulsora para vencer una resistencia para poder transportar una propiedad.

Podemos formalizar la ecuación anteriormente planteada escribiendo una ecuación como la que sigue para el transporte molecular o la difusión de una propiedad (Geankoplis, 1998).

$$\Psi = -\delta \frac{dT}{dz} \quad (1.3)$$

Donde Ψ_z se define como el flujo de la propiedad, es decir, cantidad de ésta que se transfiere, por unidad de tiempo, a través de una sección transversal unitaria perpendicular a la dirección z del flujo, en cantidad de propiedades (m^2)

δ es una constante de proporcionalidad llamada difusividad (m^2/s)

Γ es la concentración de la propiedad (cantidad de propiedad/ m^3)

z es la distancia en la dirección del flujo. (m)

1.4.3 Leyes básicas que describen los mecanismos de transporte de cantidad de movimiento y calor

Los fenómenos de transporte de cantidad de movimiento, calor y masa, o la combinación de ellos, pueden ser descritos matemáticamente mediante la aplicación de tres leyes físicas fundamentales, independientemente de la

naturaleza del fluido que intervenga en el proceso (Bird, 1992; White, 2001; Matos, 2011). Estas tres leyes son:

1. Ley de la conservación de la masa.
2. La Segunda Ley del movimiento de Newton.
3. La Primera Ley de la termodinámica.

La aplicación de estas tres leyes en un sistema o proceso determinado permite su formulación matemática, además de otras ecuaciones auxiliares.

1.5 Transporte o transferencia de energía

La transferencia de energía en forma de calor es muy común en muchos procesos químicos y de otros tipos. La transferencia de calor suele ir acompañada de otras operaciones unitarias, tales como el secado de maderas o alimentos, la destilación de alcohol, la quema de combustible y la evaporación. La transferencia de calor está condicionada a una fuerza impulsora, la que se define como una diferencia de temperatura, por la cual el calor fluye de la región de alta temperatura a la de temperatura más baja (Geankoplis, 1998).

En general, el calor se transfiere por tres mecanismos distintos (Kern, 1999, Kays, *et al*, 2004; Lienhard 2006):

1. Por conducción, o transferencia de la energía desde una materia a una temperatura superior hacia la materia adyacente con una temperatura inferior por contacto directo, sin mezcla o flujo de cualquier material.
2. Por convección o transferencia de la energía por el mezclado íntimo de grupos de material. Donde la diferencia de densidad del fluido caliente y del frío produce el mezclado.
3. Por radiación, tal como las ondas de la luz, infrarrojas, ultravioleta y radio, que emanan desde un cuerpo caliente y se absorben por uno frío.

La transferencia de calor es usada en disímiles procesos, industrias, equipos. Por su gran importancia en todos los procesos tecnológico cada día se hace más profundo e importante su estudio.

1.5.1 Conducción

La conducción es considerada como la transferencia de energía de las partículas más energéticas a las menos energéticas de una sustancia debido a las interacciones entre las mismas. Atendiendo a lo antes planteado se puede afirmar que la transferencia de energía por conducción debe ocurrir en la dirección de la temperatura decreciente (Holman, 2002; Lienhard 2006; Torres y Castro, 2002). En la vida cotidiana se encuentran innumerables ejemplos de transferencia de calor por conducción:

Un metal al cual se le suministre una fuente de calor mayor que su temperatura en uno de los extremos llegará a calentarse en el extremo que se encuentra libre por el fenómeno de conducción. Si se observa en la vida práctica el extremo expuesto de una cuchara metálica introducida súbitamente en una taza de café caliente se calentará debido a la conducción de energía a través de la cuchara. En un día invernal hay una pérdida de calor significativa de un cuerpo caliente con respecto al medio (Incropera, 2006).

Para poder cuantificar la cantidad de energía que se trasfiere por unidad de tiempo se hace necesario la utilización de modelo o ecuaciones apropiadas. En el caso del fenómeno de conducción de calor, la ecuación o modelo se conoce como ley de Fourier (Holman, 2002; Kays, *et al*, 2004; Lienhard 2006).

Para una pared plana esta ecuación queda expresada como:

$$q''_x = -k \frac{dT}{dx} \quad (1.4)$$

Donde:

El flujo de calor o transferencia de calor por unidad de área se encuentra expresado como q''_x en (W/m^2) y representa la velocidad con que se transfiere el calor en la dirección x por área unitaria perpendicular a la dirección de transferencia, y es proporcional al gradiente de temperatura.

La constante de proporcionalidad k no es más que cuando la conductancia se reporta para una cantidad de material de un pie de grueso con un área de flujo de

un pie², la unidad de tiempo 1 h y la diferencia de temperatura 1°F, se llama conductividad térmica k y se expresa en $W/m \cdot K$ (Kern, 1999).

1.5.2 Convección

La transferencia de calor por convección se debe al movimiento del fluido, es decir, cuando un fluido frío adyacente a superficies calientes recibe calor que luego transfiere al resto del fluido frío mezclándose con él (Kern, 1999; Lienhard, 2006).

Debido a que el movimiento del fluido puede ser de dos formas diferentes, natural o forzada, existen dos tipos de transferencia de calor por convección libre o natural y convección forzada. La convección libre o natural existe cuando el fluido se mueve naturalmente sin ningún tipo de agitación o impulso mecánico, el flujo es inducido por fuerzas de empuje que surgen a partir de diferencias de densidades, ocasionadas por variaciones de temperatura en el fluido. Mientras que la convección forzada tiene lugar cuando el flujo es causado por medios externos, como un ventilador, una bomba o cuando existe agitación mecánica del fluido (Holman 2002; Torres y Castro, 2002; Sinnott, 2005; Kays, *et al*, 2004).

La agitación mecánica puede aplicarse por medio de un agitador, aun cuando en muchas aplicaciones de proceso se induce circulando los fluidos calientes y fríos a velocidades considerables en lados opuestos de tubos. Estas convecciones libre y forzada ocurren a diferentes velocidades, la última es la más rápida y por lo tanto, la más común (Kern, 1999).

La transferencia de calor por convección sin importar la naturaleza se puede describir según el modelo o ecuación siguiente (Holman, 2002; Lienhard, 2006):

$$q''_x = h (T_s - T_\infty) \quad (1.5)$$

Donde q''_x es el flujo de calor por convección (W/m^2), y es proporcional a la diferencia entre las temperaturas de la superficie (T_s) y del fluido (T_∞). Esta expresión es conocida como la ley de enfriamiento de Newton y la constante de proporcionalidad h se denomina coeficiente de transferencia de calor por convección ($W/m^2 \cdot K$). Éste depende de la geometría de la superficie, la naturaleza del movimiento del fluido y una variedad de propiedades termodinámicas del fluido y de transporte.

Mientras que otros autores como Holman (2002) y Kays, *et al* (2004) definen que la rapidez de transferencia de calor está relacionada con la diferencia de temperatura entre la pared y el fluido, y el área de la superficie A quedando definida por la siguiente ecuación:

$$q = h \cdot A \cdot (\Delta T) \quad (1.6)$$

Donde:

q - es la velocidad de transferencia de calor (BTU/hr)

A - es el área normal a la dirección del flujo de calor (ft²)

ΔT - es la diferencia de temperatura entre la superficie y el fluido (°F)

h - Coeficiente convectivo para la transferencia de calor (BTU/(hr ft² °F)).

Según Incropera (2006) el estudio de la convección se reduce a un estudio de los métodos por los cuales se pueda determinar el coeficiente de transferencia de calor (h). En la actualidad se realizan investigaciones con el fin de encontrar una serie de ecuaciones o correlaciones que permitan determinar este coeficiente de transferencia de calor, como la realizada en un intercambiador de placa en espiral, donde la prueba consiste en una placa de anchura 0,3150 m, espesor 0,001 m y media del diámetro hidráulico de 0.01 m. La proporción de flujo másico de fluido caliente está variando de 0,4 kg/s a 0,8 kg/s y la proporción de flujo másico del fluido frío varía de 0,3 kg/s a 0,8 kg/s. Los experimentos han sido dirigidos variando la proporción de flujo másico, temperatura y presión de fluido frío, mientras se mantiene constante la proporción de flujo másico de fluido caliente. Luego fueron investigados los efectos provocados en diferentes parámetros de los intercambiadores en espiral. La data del estudio experimental fue comparada con los datos teóricos, donde se obtuvo como resultado la determinación de una nueva correlación del número de Nusselt (Saravanan, 2008).

1.5.3 Convección libre o natural

Como se había mencionado anteriormente la convección natural es el mecanismo, o tipo de transporte de calor, en el cual el movimiento del fluido no es generado por ninguna fuente externa (tales como, bombas, ventiladores, equipos de succión) sino solamente por diferencias de densidades en el fluido.

En la convección natural, el fluido alrededor de una fuente de calor recibe calor de ésta, se hace menos denso y sube. El fluido frío de los alrededores, se mueve y lo reemplaza. Este fluido frío, es entonces calentado y el proceso continúa, formándose una corriente convectiva que transporta el calor en el sistema (Donald y Gerald, 2002; Varea, 2011).

La flotación como resultado de diferencias de densidad en el fluido es la fuerza motriz para la convección natural. Debido a esto, la presencia de una aceleración apropiada que surja como una resistencia a la gravedad, o una fuerza equivalente (fuerza centrífuga o fuerza de Coriolis), es esencial para la convección natural (Kays, *et al*, 2004).

En muchos sistemas que incluyen efectos de transferencia de calor multimodales, la convección libre proporciona la mayor resistencia a la transferencia de calor y por tanto juega un papel importante en el diseño o funcionamiento del sistema. Además, cuando se desea minimizar la transferencia de calor o minimizar el costo de operación, a menudo se prefiere la convección libre en lugar de la forzada (Sinnott, 2005; Lienhard, 2006).

La convección libre influye marcadamente en la transferencia de calor de tubos y líneas de transmisión, así como en varios dispositivos electrónicos. Este mecanismo es importante también para transferir calor de calentadores eléctricos o radiadores de vapor hacia el aire ambiental y para dispersar calor del serpentín de una unidad de refrigeración. Es así mismo relevante para las ciencias ambientales, donde es responsable de los movimientos oceánicos y atmosféricos (Incropera, 2006).

La convección natural será favorecida (más probable y/o más rápida) con una gran variación en la densidad entre dos capas de fluido y con una mayor superficie de contacto con el medio de calentamiento, sin embargo se desfavorece con un incremento de la difusión y de la viscosidad del fluido (Kays, *et al*, 2004).

El comportamiento de la convección natural se determina por el número adimensional de Rayleigh (Ra) (Donald y Gerald, 2002).

1.6 Intercambiadores de calor

Según establece la literatura clásica, un intercambiador de calor es un sistema mecánico construido para transferir calor entre dos fluidos a diferentes temperaturas, que están separados por una pared que puede ser metálica. Muchos autores coinciden en afirmar que esta transferencia de calor ocurre fundamentalmente a causa de los mecanismos de conducción y convección (Kern, 1999; Shilling, 2000; Bell, 2001; Incropera, 2006; Perry, 2008).

Los intercambiadores se clasifican de acuerdo a la disposición del flujo relativo entre los dos fluidos y por sus características constructivas. Los más simples son aquellos en los que los fluidos se mueven en la misma dirección (flujo paralelo) o en la contraria (flujo a contracorriente) (Pérez, 2011).

En la figura 1.3 se muestra la clasificación de los intercambiadores de calor según el tipo de superficie.

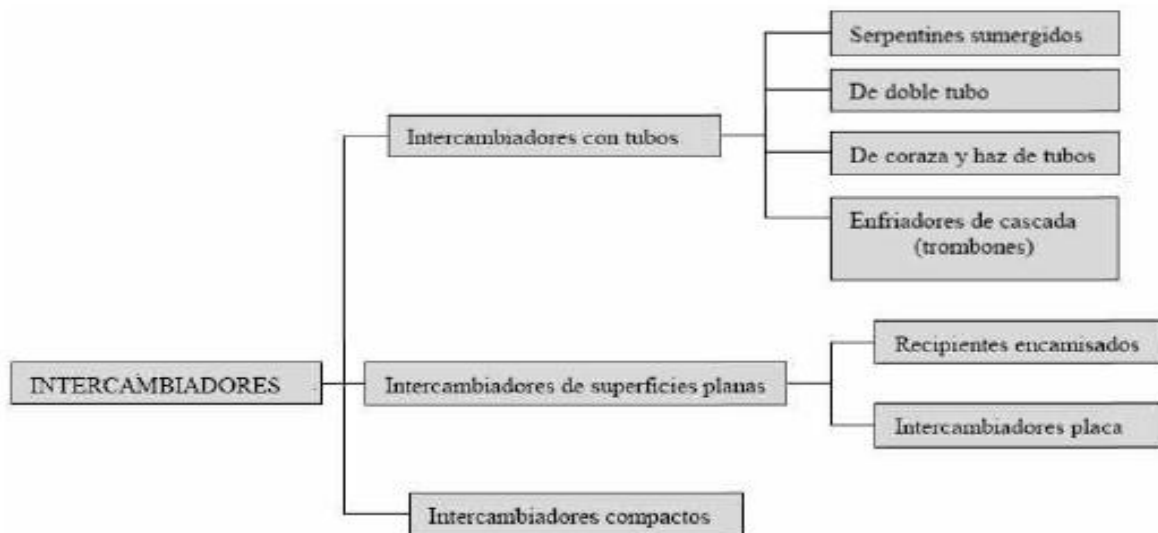


Figura 1.3: Clasificación de los intercambiadores de calor

1.6.1 Intercambiadores de serpentines sumergidos

El serpentín de tubos proporciona uno de los medios más baratos de obtener superficie para la transferencia de calor. Un intercambiador de serpentín es un simple tubo que se dobla en forma helicoidal y se sumerge en el líquido. Los serpentines helicoidales de cualquier tipo se instalan frecuentemente en recipientes

cilíndricos verticales, ya sea con agitador o sin él, y siempre se provee de espacio entre el serpentín y la pared del recipiente para circulación (Holman, 2002).

Los serpentines de doble espiral pueden instalarse dentro de corazas con sus conexiones pasando a través de la coraza o sobre su tapa. Tales aparatos son similares a un intercambiador tubular, aunque limitados a pequeñas superficies. Otro tipo de serpentín es el de espiral plano, que es un espiral enrollado en un plano de manera que se puede localizar cerca del fondo de un recipiente para transferir calor por convección libre. Ejemplos de este tipo de serpentines se muestran en la siguiente figura (Kern, 1999):

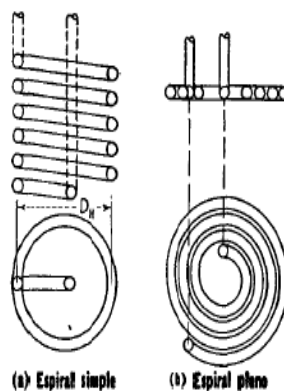


Figura 1.4 Serpentines espiral enrollado

Los serpentines helicoidales se usan normalmente para el calentamiento en tanques y puede operar por convección natural o forzada. La construcción de éstos es de bajo costo y rápida, aunque requiere técnicas especiales para evitar que el tubo se colapse dando secciones elípticas que reducen el área de flujo.

El rendimiento del intercambio es bueno y son fáciles de limpiar exteriormente. La limpieza interior generalmente no es problema, ya que la aplicación más frecuente es para calentamiento, generalmente con vapor. El vapor no ensucia, pero es bastante corrosivo (Kern, 1999; Holman 2002).

La economía y eficacia de los serpentines sumergidos hacen que cada día se investigue más sobre su comportamiento y se encuentre la manera de elevar aún más su eficiencia.

Una de las investigaciones relacionadas con este tema, fue realizada por la revista *Procedia Engineering* la cual tenía como propósito entender mejor la dinámica de

flujo midiendo el perfil de velocidad instantánea en serpentines sumergidos, usando como herramienta la *Particle Image Velocimetry* (PIV). La prueba consistía en medir los perfiles de velocidad instantánea en tuberías de serpentín, cobriza enrollada con 103,2 m de longitud y 20 mm de diámetro, cuando éstas recibieran distintos impulsos de agua. Al analizar los datos obtenidos se llegó a la conclusión, de que solo la fricción en la pared parece ser insuficiente para describir las pérdidas de velocidad dentro de las tuberías del serpentín (Brito, *et al.*, 2014).

1.7 Métodos numéricos de solución de modelos en ecuaciones diferenciales ordinarias

Los modelos fenomenológicos con una descripción de nivel macroscópico en estado no estacionario y los que se obtienen con una descripción de gradiente máximo en estado estacionario, vienen dados por ecuaciones diferenciales ordinarias.

A pesar del desarrollo matemático que se ha alcanzado en la actualidad pocas veces se pueden utilizar métodos analíticos para dar solución al tipo de ecuaciones diferenciales que se genera en el trabajo práctico de la ingeniería, el medio idóneo para la solución de este tipo de ecuaciones son las técnicas Runge-Kutta y Euler (Viera, *et al.*, 1998).

1.7.1 Método de Euler

Este método es de gran simplicidad, se clasifica entre los métodos de un paso, que son aquellos usan la información de la curva en un solo punto y no iteran la solución. El error por truncamiento es tan apreciable en este método que solo si se emplean pasos de integración muy pequeños es posible obtener una exactitud moderada en los resultados; no obstante su programación es muy sencilla y el tiempo de cómputo requerido es sumamente corto. Este método se basa en la siguiente ecuación (Viera, *et al.*, 1998):

$$y_{n+1} = y_n + h \cdot f(x_n; y_n) \quad (1.7)$$

$$x_n = x_n + h \quad (1.8)$$

Donde:

x_n -Variable independiente.

y_n -Variable dependiente.

h -Paso.

1.7.2 Método de Runge-Kutta 4^{to} orden

Los métodos de Runge-Kutta son los más difundidos entre los numerosos métodos numéricos de integración existentes. Estos métodos son de un solo paso en el sentido de que sólo utilizan la información de un punto anterior para calcular un nuevo punto, pero requieren evaluar la derivada en varios puntos intermedios (Viera, *et al*, 1998).

La variante más conocida es el método de cuarto orden, el cual se basa en las ecuaciones siguientes:

$$y_{n+1} = y_n + \frac{h}{6}(k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4) \quad (1.7)$$

$$k_1 = f(x_n; y_n) \quad (1.8)$$

$$k_2 = f\left(x_n + \frac{h}{2}; y_n + \frac{h}{2} \cdot k_1\right) \quad (1.9)$$

$$k_3 = f\left(x_n + \frac{h}{2}; y_n + \frac{h}{2} \cdot k_2\right) \quad (1.10)$$

$$k_4 = f\left(x_n + h; y_n + \frac{h}{2} \cdot k_3\right) \quad (1.11)$$

Donde:

x_n -Variable independiente.

y_n -Variable dependiente.

h -Paso.

1.8 Conclusiones parciales de la revisión bibliográfica

- El calentamiento del petróleo es una etapa de vital importancia en el tratamiento del mismo para alcanzar los parámetros de calidad requeridos.
- Los intercambiadores de serpentines sumergidos son muy utilizados para el calentamiento de petróleo en tanques debido a su bajo costo y al buen rendimiento del intercambio de calor.
- El método de Runge-Kutta 4to. orden es la mejor variante para resolver sistemas de ecuaciones diferenciales ordinarias.

Capítulo 2: Metodología de la investigación

En este capítulo se muestra la metodología que se utiliza para determinar el consumo de vapor y el tiempo necesario, para alcanzar la temperatura deseada en el petróleo tratado, en los tanques estáticos de la planta de procesamiento de crudo. Para ello se describen con detalles los métodos, técnicas, instrumentos y procedimientos que se utilizan para llevar a cabo la recopilación de datos, el procesamiento, análisis e interpretación de los mismos. Además se caracteriza el objeto de estudio de la investigación.

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

El tratamiento del crudo comienza desde los centros colectores donde se realiza la primera etapa de separación de fases. En la misma se separa hasta un 95% del gas que acompaña a éste, en separadores horizontales de 50, 100 y 200 m³ de capacidad, en dependencia del potencial de producción del centro colector. Luego el petróleo es bombeado desde los centro colectores hacia las estaciones de rebombeo, ya sea la estación de rebombeo oeste (ERO), que proporciona el 80% de la producción de la empresa, o la estación de rebombeo este (ERE), que proporciona el restante 20%. En estas estaciones se efectúa la adición de sustancias desemulsionantes y solventes reductores de viscosidad (nafta) para favorecer el tratamiento y su trasiego por el oleoducto. Posteriormente el petróleo crudo (todavía con gas disuelto) es bombeado desde las estaciones de rebombeo hacia la planta de procesamiento de crudo (PPC), perteneciente a la Empresa de Perforación y Extracción de Petróleo del Centro (EPEP-Centro).

En dicha planta, el crudo primeramente se calienta hasta unos 85°C en intercambiadores en espiral para ser enviado a las balas separadoras y al tanque 6, donde se elimina el gas que aún contiene éste. La eliminación del contenido de impurezas, esencialmente agua y sedimentos ocurre en los tanques estáticos 15 y 16 donde el crudo se calienta con vapor mediante una cama de serpentines y se deja reposar hasta alcanzar los parámetros requeridos para su venta (*Basic sediments and water (BSW)*, menor o igual que 2%). Luego es bombeado por el

oleoducto magistral hacia la Empresa Comercializadora de Combustibles Matanzas (ECCM). (Anexo 1).

2.1.1. Descripción del caso de estudio

El presente trabajo se realiza en los tanques estáticos de tratamiento (15 y 16) de la planta de procesamiento de crudo. En dichos tanques se realiza la etapa final del tratamiento del petróleo, donde se elimina la mayor parte del contenido de impurezas, esencialmente agua y sedimentos. 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 a cada tanque se realiza por medio de una columna desgasificadora que se encuentra en el exterior de estos. En esta se elimina por efecto de separación mecánica de fases parte del gas que no ha sido separado en las etapas anteriores de separación, para lograr una mejor operación de los tanques.

El petróleo crudo se incorpora al tanque por medio de una tubería de 0,508 m de diámetro (20 pulgadas), que sale por la parte inferior de las columnas desgasificadoras. La entrada del petróleo al tanque 15 es directa del envolvente y en el tanque 16 entra la línea hasta el centro del tanque. El petróleo asciende por diferencia de densidades por encima del nivel del colchón de agua y del sistema de calentamiento, formado por una cama de serpentines con 27 tubos cada una de 12 m de longitud. Cuando el nivel de petróleo sobrepasa la altura de los serpentines, se suministra vapor saturado a través de éstos para calentar el crudo hasta alcanzar un rango de temperatura máxima de 80-85 °C. Este calentamiento favorece la acción de las sustancias desemulsionantes, la separación del gas que aún pueda contener, y la disminución de su viscosidad del petróleo. Cuando el crudo alcanza la temperatura deseada, se regula el vapor o se cierra totalmente, aunque no se haya alcanzado el volumen máximo de llenado de los tanques, con el fin de lograr una temperatura superior a los 80 °C al término del llenado.

Con la modificación tecnológica realizada a los tanques el condensado se reintegra a los mismos para ayudar al calentamiento, incorporándose al agua libre conjuntamente con el agua liberada producto de la ruptura de la emulsión agua-petróleo.

Al concluir el llenado del tanque, con cierre previo del vapor, el petróleo se deja en reposo hasta que alcance los parámetros requeridos para su venta (*Basic sediments and water* (BSW), menor o igual que 2%). Luego es bombeado por el oleoducto magistral hacia la Empresa Comercializadora de Combustibles Matanzas.

2.2. Caracterización de la infraestructura de los tanques estáticos de 5 000 m³ de la planta de procesamiento de petróleo

Datos técnicos del tanque 15

- Altura del tanque: 11,95 m.
- Diámetro interior: 22,82 m.
- Diámetro de salida de petróleo a los tanques: 0,4064 m (16").
- Diámetro de entrada de petróleo a los tanques: 0,508 m (20").
- Altura de la salida superior: 5,46 m.
- Altura de la salida intermedia: 2,70 m.
- Altura de la salida inferior: 0,6 m.
- Diámetro de la línea vapor: 0,254 m (10"); con entrada al tanque a una altura de 4,185 m y salida de condensado a una altura de 3,365 m.
- Serpentes de vapor: 1 cama de diámetro 0,1016 m (4") con 27 tubos cada una de 12 m de longitud, a una altura de 4,125 m y salida a 3,6 m.
- Línea de condensado: 0,1016 m (4"), con entrada de retorno a tanque a una altura de 0,725 m, a una distancia del centro del tanque de 1,065 m.

Datos técnicos del tanque 16

- Altura del tanque: 11,95 m.
- Diámetro interior: 22,82 m.
- Diámetro de salida de petróleo a los tanques: 0,4064 m (16").
- Diámetro de entrada de petróleo a los tanques: 0,508 m (20").
- Altura de la salida superior: 5,46 m.
- Altura de la salida intermedia: 2,70 m.
- Altura de la salida inferior: 0,6 m.
- Diámetro de la línea vapor de 0,254 m (10"): con entrada al tanque a una altura de 4,185 m y salida de condensado a una altura de 3,36 m.
- Serpentes de vapor: 1 cama de diámetro 0,1016 m (4") con 27 tubos cada una de 12 m de longitud, a una altura de 4,125 m y salida a 3,6 m.
- Línea de condensado: 0,1016 m (4"), con entrada de retorno a tanque a una altura de 0,725 m, a una distancia del centro del tanque de 1,065 m.

2.3. Determinación de las propiedades físico-químicas del petróleo y el aire

Los valores de las propiedades físicas del petróleo, se calculan a partir de ecuaciones definidas por modelos matemáticos empíricos, aplicables a las mezclas de petróleo crudo sometidas a tratamiento termofísico del Yacimiento Varadero (Rizo, 2007).

$$\rho_p = 1005,8 - 0,526 * T \quad (2.1)$$

$$K_p = 0,117 - 6,28 * 10^{-5} * T \quad (2.2)$$

$$V_p = 69387,145 * e^{-0,06581492 * T} \quad (2.3)$$

$$\mu_p = V_p * \rho_p \quad (2.4)$$

Donde:

Tabla 2.1 Descripción de los parámetros de las ecuaciones.

Símbolo	Descripción	Unidades de Medida
ρ_p	Densidad del petróleo crudo	kg/m ³
K_p	Conductividad térmica del petróleo crudo	W/m · K
V_p	Viscosidad cinemática del petróleo crudo	m ² /s
μ_p	Viscosidad dinámica del petróleo crudo	kg/m · s
T	Temperatura del petróleo	°C

La ecuación del modelo matemático que define la capacidad calorífica del petróleo (C_{p_p}) fue obtenida por interpolación lineal de los valores obtenidos para crudos con 10°API (Anexo 2).

$$C_{p_p} = 0,0038 \cdot t_p + 1,6336 \quad (2.5)$$

Donde:

C_{p_p} -Capacidad calorífica del petróleo crudo(kJ/kg · K).

t_p -Temperatura del petróleo crudo (°C).

Las propiedades físicas del aire, se determinan a partir de ecuaciones empíricas que se obtienen de la interpolación lineal de las variables en el rango de temperatura promedio de trabajo del tanque (Incropera, 2006). (Anexo 3)

Donde:

$$P_{rp} = \frac{126 - T_p}{14285,7} + 0,7 \quad (2.6)$$

$$V_p = \left(\frac{T_p - 126}{19,88} \cdot 10^{-6} \right) + 20,92 \cdot 10^{-6} \quad (2.7)$$

$$K_a = \left(\frac{T_p - 126}{27,027} + 30 \right) \cdot 10^{-6} \quad (2.8)$$

Donde:

Símbolo	Descripción	Unidades de Medida
K_a	Conductividad térmica del aire	$W/m \cdot K$
V_p	Viscosidad cinemática del aire	m^2/s
P_{rp}	Número de <i>Prandlt</i>	adimensional
T_p	Temperatura del petróleo	$^{\circ}C$

2.4. Modelo de fenómeno de transporte que describe el consumo de vapor en el tanque para una temperatura deseada

La variación de los parámetros estructurales entre los tanques que se estudian, es pequeña y no provocan cambio alguno en los mecanismos de transferencia de calor, por lo que el modelo que se desarrolla describe la transferencia de calor en ambos tanques.

El cuerpo del tanque está constituido por un cilindro con una vista frontal rectangular seleccionándose así el modelo de coordenadas cartesianas para la representación del modelo.

En la figura 2.1 se representan gráficamente las coordenadas de los tanques donde se observa un corte transversal a partir de la mitad del mismo.

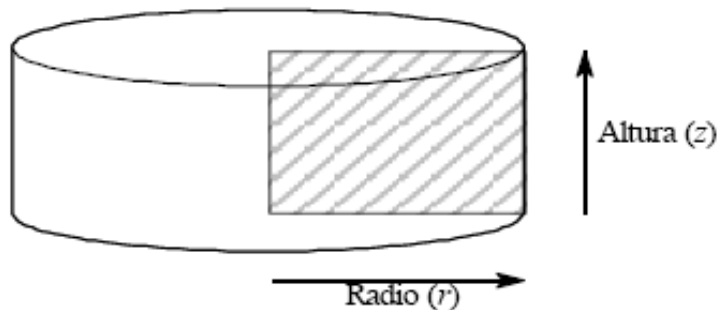
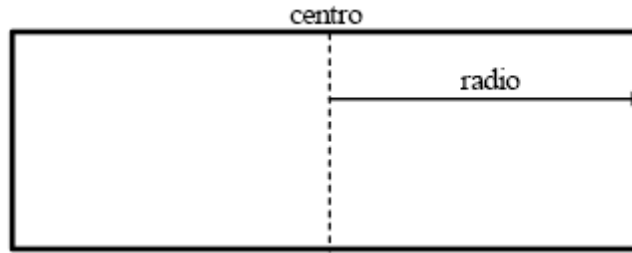


Figura 2.1: Representación gráfica del modelo en coordenadas cartesianas.

La temperatura ambiente se considera homogénea alrededor del tanque, por lo que las condiciones de temperatura a la izquierda del radio cero, son idénticas que a la derecha (que fue el área seleccionada para el estudio).



Como se analiza la mitad derecha del tanque, el centro del tanque solo puede intercambiar por ese lado. La capa (vertical) de fluido más adyacente al centro por el lado izquierdo tiene las mismas condiciones que la capa central, por eso se considera que la condición de frontera para $\text{radio} = 0$ es equivalente a si estuviera perfectamente aislado.

Según la teoría o técnica básica para la elaboración del modelo se selecciona la modelación fenomenológica con nivel de descripción macroscópico. En este nivel se pueden analizar los detalles externos de un sistema, siendo su aplicación en esta investigación, obtener información sobre el consumo de vapor y el tiempo de calentamiento, por lo que no se considera necesaria una descripción más detallada del sistema.

Balance macroscópico

Si se realiza un balance de masa en el sistema petróleo se puede determinar la variación del volumen con respecto al tiempo $\left(\frac{dV_p}{dt}\right)$.

2.4.1. Balance de masa

$$\frac{dm_i}{dt} = \sum -\Delta[(\rho < v < s)] \pm W^m_i \pm R_i \quad (2.9)$$

A continuación se realizan una serie de simplificaciones las cuales proporcionan un mayor ajuste a la realidad de nuestro sistema:

W^m_i –Se elimina debido a que no se transfiere masa por la interfase

R_i -Se simplifica debido a que no se genera ni consume masa por reacción química

$\Delta(\rho < v < s)$ -En este término solo se tienen en cuenta las entradas tanto de petróleo como de condensado y se eliminan las salidas porque el tanque se encuentra en proceso de llenado.

Después de las simplificaciones pertinentes el balance se plantea según la siguiente ecuación:

$$\frac{dm_p}{dt} = F_p + F_{cond} \quad (2.10)$$

Donde la masa del petróleo (m_p) puede ser calculada como:

$$m_p = \rho_p \cdot V_p \quad (2.11)$$

ρ_p - Densidad de petróleo ($\frac{kg}{m^3}$)

V_p - Volumen del tanque (m^3)

Al sustituir y despejar resulta la siguiente ecuación que expresa la variación del volumen en el tanque con respecto al tiempo:

$$\frac{dV_p}{dt} = \frac{F_p + F_v}{\rho_p} \quad (2.12)$$

Para obtener la información de la variación de temperatura y consumo de vapor en el tiempo se hace necesario realizar un balance de energía en el sistema.

2.4.2. Balance de energía

Para el sistema petróleo.

$$\frac{dE_t}{dt} = -\Delta \left[\left(H + \frac{1 < v^3 >}{2 < v >} + \phi \right) (\rho < v < s) \right] \pm Q_{sup} \pm W + Q^m \pm S_r \quad (2.13)$$

Para obtener la ecuación que describe el perfil de temperatura en el sistema se realizan consideraciones que conllevan a la simplificación del modelo.

En el sistema solo se considera el mecanismo de transferencia de calor por convección libre o natural. Esto se debe a que el flujo de entrada al tanque es a través de una tubería de 0,508 m de diámetro, sin embargo el diámetro del tanque es de 22 m, por lo que la velocidad de entrada del petróleo con respecto al diámetro del tanque es muy pequeña y no provoca turbulencias dentro del mismo.

Razón por la cual se puede considerar despreciable la convección forzada dentro de éste.

Si se tienen en cuenta las condiciones del sistema se puede simplificar el modelo eliminando todos los términos de la ecuación que no tienen significado físico, a continuación se muestran los términos que se simplifican.

$\frac{dE_t}{dt}$ - Este término representa la acumulación de energía y en el caso en cuestión de energía interna

$\Delta \left(\frac{1 \langle v^3 \rangle}{2 \langle v \rangle} \right)$ - El término se elimina producto a que no existe variación de la energía cinética (velocidad) dentro del tanque

$\Delta(\phi)$ - El término se elimina porque no existe variación de la energía potencial gravitatoria

$\Delta(\rho < v < s)$ - En este término tienen en cuenta la variación de flujo másico en el sistema. Para la situación que se analiza solo existen entradas tanto de petróleo como de condensado porque las salidas se encuentran cerradas producto a que el tanque se encuentra en proceso de llenado

Q_{sup} - Calor intercambiado en el sistema a través de una superficie.

W - No se realiza trabajo en el sistema.

Q^m - No se transfiere calor por la interface.

S_r - No se genera o se absorbe calor por reacción química.

Después de realizar las simplificaciones el modelo se plantea de la siguiente forma:

$$\frac{dE_t}{dt} = (F_p \cdot H_{p_0}) + (F_v \cdot H_{cond}) + Q_{abs} \quad (2.14)$$

El calor transferido a través de la superficie es absorbido por el petróleo (Q_{abs}) y la acumulación es de energía interna (U_T) y se calcula según:

$$U_T = m_p \cdot C_{p_p} \cdot T_p \quad (2.15)$$

Donde:

C_{p_p} - Calor específico del petróleo (kJ/kg · K)

T_p - Temperatura de salida del petróleo (°C)

m_p - Masa del petróleo (kg)

Con el propósito de poner la variación de temperatura en función del llenado del tanque se plantea que el término masa de petróleo (m_p) puede ser calculado a partir de la ecuación 2.11.

Los valores de entalpía (H) para ambos fluidos se pueden obtener según:

$$H = C_p \cdot T \quad (2.16)$$

H-Entalpía $\left(\frac{kJ}{kg}\right)$

C_p -Calor específico $\left(\frac{kJ}{kg}\right)$

T -Temperatura (°C)

Si se sustituyen y despejan las ecuaciones 2.11, 2.14 y 2.15 en la 2.13 resulta la siguiente ecuación:

$$\frac{d(V_p \cdot T_p)}{dt} = \frac{(F_p \cdot H_{p0}) + (F_v \cdot H_{cond}) + Q_{abs}}{\rho_p \cdot C_{p_p}} \quad (2.17)$$

Luego de arreglos matemáticos se obtiene el modelo fenomenológico que expresa la variación de temperatura durante el llenado del tanque:

$$\frac{dT_p}{dt} = \frac{(F_p \cdot H_{p0}) + (F_v \cdot H_{cond}) + Q_{abs}}{\rho_p \cdot C_{p_p} \cdot V_p} - \left(\frac{T_p}{V_p} \cdot \frac{dV_p}{dt}\right) \quad (2.18)$$

Teniendo presente que el calor es absorbido por el petróleo crudo que se encuentra en el interior del tanque este puede ser calculado como:

$$Q_{abs} = Q_{ced} - Q_{perd} \quad (2.19)$$

Donde:

Q_{abs} - Calor absorbido (kw).

Q_{ced} -Calor cedido (kw).

Q_{perd} -Calor perdido (kw).

El calor es cedido por el vapor que circula por la cama de serpentines que se encuentran dentro del tanque por lo cual se realiza un balance de energía para el sistema vapor.

Balance de energía para el sistema vapor.

$$\frac{dE_t}{dt} = -\Delta \left[\left(H + \frac{1 \langle v^3 \rangle}{2 \langle v \rangle} + \phi \right) (\rho \langle v \rangle s) \right] \pm Q_{\text{sup}} \pm W + Q^m \pm S_r \quad (2.20)$$

$\frac{dE_t}{dt}$ -El término se elimina producto a que no existe acumulación de energía dentro de los serpentines, todo el vapor que entra sale de forma estable.

$\Delta \left(\frac{1 \langle v^3 \rangle}{2 \langle v \rangle} \right)$ -Se elimina producto a que no existe variación de la energía cinética (velocidad) del vapor en su transcurso por los serpentines.

$\Delta(\phi)$ -El término se elimina porque no existe variación de la energía potencial gravitatoria.

W -No se realiza trabajo en el sistema.

Q^m -No se transfiere calor por la interface.

S_r -No se genera o se absorbe calor por reacción química.

Después de realizar las simplificaciones el modelo queda planteado de la siguiente forma:

$$(F_{V_e} \cdot H_v) + (F_{V_s} \cdot H_s) - Q_{\text{ced}} = 0 \quad (2.21)$$

Como se utiliza vapor saturado solo ocurre un cambio de fase dentro de los serpentines por lo que el flujo de entrada es igual al de salida y la ecuación se simplifica:

$$Q_{\text{ced}} = F_v \cdot \lambda \quad (2.22)$$

Siendo:

Q_{ced} -Calor cedido (kw)

F_v -El flujo de vapor que pasa por los serpentines $\left(\frac{kg}{s} \right)$

λ -calor de vaporización (kJ/kg)

El calor se pierde (Q_{perd}) principalmente por 2 mecanismos, por convección y radiación, estas pérdidas quedan definidas por la siguiente ecuación según Incropera (2006).

$$Q_{\text{perd}} = q_{\text{rad}} + q_{\text{conv}} \quad (2.23)$$

q_{rad} - Calor perdido por radiación (kw)

q_{conv} - Calor perdido por convección (kw)

Las pérdidas por radiación (q_{rad}) para una pared con respecto al medio se pueden calcular por la Ley de Estefan Hofman la cual queda definida por la siguiente ecuación:

$$q_{\text{rad}} = E \cdot A \cdot \sigma \cdot (T_1^4 - T_2^4) \quad (2.24)$$

Donde:

E -Emisividad del material de construcción del tanque (acero al carbono)

A -Área de la pared del tanque (m^2)

σ -Constante de Estefan Hofman ($\frac{kw}{m^2 \cdot K^4}$)

T_1 - Temperatura de la pared del tanque ($^{\circ}C$) (Se considera que la pared tiene la misma temperatura que el crudo).

T_2 - Temperatura del aire o ambiente ($^{\circ}C$)

Mientras que las pérdidas que se producen por el mecanismo de convección para una placa vertical se calculan según Incropera (2006):

$$q_{\text{conv}} = h \cdot A \cdot (T_1 - T_2) \quad (2.25)$$

Donde:

h -Coeficiente individual de transferencia de calor para el aire ($\frac{kJ}{s \cdot m^2 \cdot K}$)

$$A = \pi \cdot D \cdot h_p \quad (2.26)$$

A - Área de la placa vertical (pared del tanque)(m^2).

D - Diámetro del tanque(m).

h_p - Altura de la pared del tanque (m)

La altura del petróleo en la pared del tanque se calcula por el siguiente modelo matemático según INIMET (2014).

$$V_p = -0,0476 \cdot h_p^2 + 407,61 \cdot h_p - 0.384 \quad (2.27)$$

V_p -Volumen del petróleo

h_p -Altura del petróleo

Se hace necesario el cálculo del coeficiente de transferencia de calor individual del aire (h) el cual se determina según correlaciones entre números adimensionales como la que se presenta a continuación:

$$N_{uL} = \frac{h \cdot L}{K} \quad (2.28)$$

Siendo:

N_{uL} - Número adimensional de *Nusselt*

h - Coeficiente individual de transferencia de calor para el aire($\frac{kJ}{s \cdot m^2 \cdot K}$)

L - Longitud de la pared del tanque (m)

K -Conductividad térmica del aire($\frac{w}{m \cdot K}$)

La correlación del número de *Nusselt* para placas verticales según Incropera (2006) es la siguiente:

$$N_{uL} = \left[0.825 + \frac{0.387 \cdot R_{aL}^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0.492}{Pr} \right)^{9/16} \right]^{8/27}} \right]^2 \quad (2.29)$$

Donde:

R_{aL} - Número adimensional de *Rayleigh*

Este se puede calcular según Holman (2002) por la siguiente ecuación:

$$R_{aL} = G_{rL} \cdot Pr \quad (2.30)$$

G_{rL} - Número de adimensional *Grashof*: Indica la razón de las fuerzas de empuje con las fuerzas viscosas que actúan sobre el fluido y según Holman (2002) se determina por la siguiente ecuación:

$$G_{rL} = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_s - T_\infty) \cdot L^3}{\nu^2} \quad (2.31)$$

Donde:

g -Constante gravitacional (m/s^2)

β -Coeficiente de expansión para el aire (K^{-1})

ν -Viscosidad cinemática del aire (m^2/s)

L -Longitud de la pared del tanque (m)

2.5. Validación del modelo

La validación del modelo que se obtiene se realiza según la estrategia usada anteriormente por Sargent (2009) y López (2013).

Los criterios que se utilizan en la validación del modelo son:

1. Calibración del modelo de simulación con los parámetros de operación normados en los tanques.
2. Análisis de sensibilidad del modelo de simulación.
3. Utilización del modelo de simulación para predecir el funcionamiento de los tanques estáticos de 5000 m^3 de la EPEP en el proceso de producción de petróleo.

Una vez que se comparan los valores obtenidos por el modelo con los datos de diseño según la ecuación 2.33, el error debe ser inferior al 10%. La validez del modelo permite definir la confiabilidad de éste para predecir y estudiar el comportamiento del tiempo de calentamiento y consumo de vapor en los tanques.

$$e = \frac{|Y_{diseño} - Y_{obtenida}|}{Y_{diseño}} 100 \quad (2.32)$$

Donde:

$Y_{diseño}$: Valor patrón, con el cual se va a comparar.

$Y_{obtenida}$: Valor que se obtiene.

Con el objetivo de conocer la respuesta del modelo ante cambios de los parámetros que lo conforman se efectúa un análisis de sensibilidad. Se consideran los siguientes parámetros para verificar la sensibilidad del modelo ante posibles variaciones de los mismos:

- ✓ Temperatura de entrada del petróleo.
- ✓ Flujo de petróleo de entrada al tanque.

Se varían dichos parámetros en el intervalo de interés, para obtener la información necesaria del fenómeno real sobre la interacción que éstos presentan en el sistema

2.6. Solución del modelo matemático que se obtiene mediante el software Matlab

La solución del modelo que se obtiene se realiza a partir del *software* Matlab, con la creación de funciones externas que se explican a continuación.

Primero se crea la función 'modelo' (Anexo 4) en la cual se implementa el modelo matemático que se desarrolla para determinar el tiempo de llenado y el consumo de vapor (epígrafe 2.4). Para ello se introducen los datos de flujo de petróleo, diámetro del tanque, los modelos matemáticos que describen las propiedades físico-químicas del petróleo y el aire, entre otros.

Además se utiliza para determinar las propiedades del sistema vapor/condensado la función *Xsteam* propia del *software*.

Con el fin de solucionar el sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias, que se desarrolla en la función 'modelo' se aplica el método de *Runge Kutta* 4to orden. Para ello, se crea una función 'solucion' (Anexo 5) que devuelve el perfil de temperatura que se obtiene en el tanque durante su llenado.

De igual forma, para satisfacer la temperatura deseada de 85°C al término del calentamiento, se crea una función 'sea' (Anexo 6) que encuentra el flujo de vapor necesario para ello y en qué tiempo se cumple dicha condición.

2.7. Conclusiones parciales de los materiales y métodos

- Se selecciona la modelación fenomenológica para describir los procesos de transferencia de calor en los tanques estáticos de 5 000 m³ de la EPEP-C.
- Se realiza la caracterización de la infraestructura de los tanques estáticos de 5 000 m³.
- Se obtienen los modelos que determinan las propiedades físico-químicas del petróleo así como los modelos del aire a las condiciones de trabajo.
- Se desarrolla un modelo matemático, a partir de los balances de masa y energía del nivel de descripción macroscópico para determinar el tiempo de calentamiento y el consumo de vapor que permiten alcanzar una temperatura deseada de 85 °C en los tanques estáticos de 5 000 m³ de la EPEP-C.
- Se selecciona el método de *Runge-Kutta* 4^{to} orden para la solución del modelo matemático descrito por ecuaciones diferenciales ordinarias, pues ofrece mayor exactitud en la solución.
- El *software* Matlab permite la implementación del modelo que se desarrolla y su solución.

Capítulo 3: Resultados y discusión

En el presente capítulo se exponen los resultados de la investigación al aplicar las metodologías para el desarrollo del modelo matemático y la simulación del mismo en el *software Matlab*.

3.1. Validación del modelo matemático

La validación del modelo se realiza al comparar los resultados ofrecidos por el modelo matemático de las variables de interés (epígrafe 2.5) con los valores establecidos para el diseño.

En la tabla 3.1 se muestran los datos operacionales del tanque estático, que se utilizan para validar el modelo:

Tabla 3.1. Datos operacionales para efectuar la validación del modelo.

Mes: Abril Año:2015				
	Fecha:11/04	Fecha:12/04	Fecha:25/04	Fecha:28/04
FL (m ³ /h)	125,4	126,4	119,8	118,5
Vi (m ³)	1 630	1 665	1 850	1 633
Vf (m ³)	3 668	3 152	3 529	2 958
Ti (°C)	40,2	35,30	41,95	36,90
Tf (°C)	89,40	90,25	89	86,1
Cca (h)	10/04/2015 3:00:00	12/04/2015 4:00:00	25/04/2015 15:48:00	28/04/2015 10:04:00
Fca (h)	10/04/2015 19:06:00	12/04/2015 16:00:00	26/04/2015 6:00:00	28/04/2015 21:50:00
Tc (h)	16:06:00	12:00:00	14:12:00	11:50:00

Donde:

FL-Flujo de llenado **Vi**-Volumen inicial **Vf**-Volumen final **Ti**-Temperatura inicial

Tf-Temperatura final **Cca**-Comienza calentamiento **Fca**-Finaliza calentamiento

Tc-Tiempo de Calentamiento

La comparación entre las variables de interés y los valores de diseño se reflejan en la Tabla 3.2.

Tabla 3.2. Comparación entre los resultados obtenidos de las variables de interés y los valores de diseño.

VARIABLES DE INTERÉS	DATOS DE DISEÑO	SOFTWARE MATLAB	ERROR (%)
Temperatura final (°C)	89,4	96,2	7,6
	90,25	98	8,58
	89,2	97,1	8,74
	86,1	93,7	8,82
Volumen de llenado (m ³)	3 668	3 663	0,13
	3 152	3 147	0,16
	3 529	3 524	0,14
	2 958	2 954	0,14

Se observa en la Tabla 3.2 que las variables de interés presentan un error inferior al 10% con respecto a los datos de diseño, lo que demuestra el ajuste del modelo al caso de estudio y la fiabilidad del mismo.

La variable temperatura final del petróleo presenta los mayores porcentajes de error en su validación los cuales se encuentran en un rango de 7,6 - 8,82%, mientras el volumen de llenado presenta un rango de error de 0,13 - 0,16%, lo cual refleja un mayor acercamiento a las condiciones reales de operación en esta variable.

El modelo matemático que permite determinar la temperatura final del petróleo alcanza mayores errores que el del volumen de llenado debido a que su modelación es mucho más compleja. Éste describe la transferencia de calor en el

tanque estático y presenta un mayor número de variables y parámetros a tener en cuenta. El uso de correlaciones de números adimensionales y estimación de coeficientes para la descripción de los mecanismos de transferencia de calor, provocan una mayor inexactitud en la simulación de este modelo.

Además, desde el punto de vista operacional, se conoce que la válvula que regula la entrada de vapor al tanque se controla de forma manual lo cual genera un mayor margen de error en las condiciones reales de operación.

3.2. Análisis de la sensibilidad del modelo

Al comprobar que el modelo se ajusta al caso base, se realiza el análisis de sensibilidad del mismo. Para verificar la respuesta de éste se efectúan cambios en la temperatura de entrada y el flujo de entrada de petróleo al tanque. Se utiliza el modelo matemático implementado en el *software Matlab*, que se muestra en el Anexo 4.

3.2.1. Variación de la temperatura de entrada al tanque

Para analizar la influencia de la temperatura de entrada del petróleo al tanque se selecciona el intervalo de 30 a 70 °C que incluye la condición de operación (60°C). Se considera un tiempo de calentamiento de 15 horas y un flujo de petróleo de 118 m³/h.

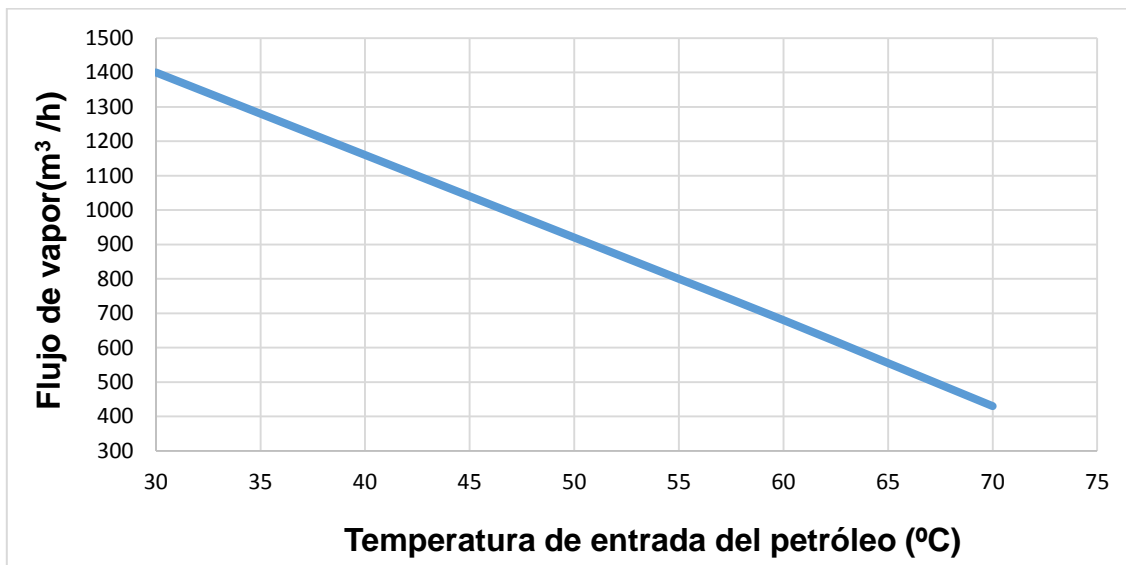


Figura 3.1 Influencia de la temperatura de entrada de petróleo al tanque

En la figura 3.1 se aprecia un comportamiento lineal con pendiente negativa, comportamiento que se esperaba. Una disminución de la temperatura de entrada del petróleo que entra al tanque, provoca un aumento del consumo de vapor del mismo para obtener la temperatura deseada de 85 °C y satisfacer un tiempo de calentamiento dado.

3.2.2. Variación del flujo de petróleo de entrada al tanque

Para analizar la influencia del flujo de entrada de petróleo al tanque se selecciona el intervalo de 90 a 140 m³/h que incluye la condición de operación (130 m³/h). Se considera un tiempo de calentamiento de 15 horas y una temperatura inicial de 58 °C.

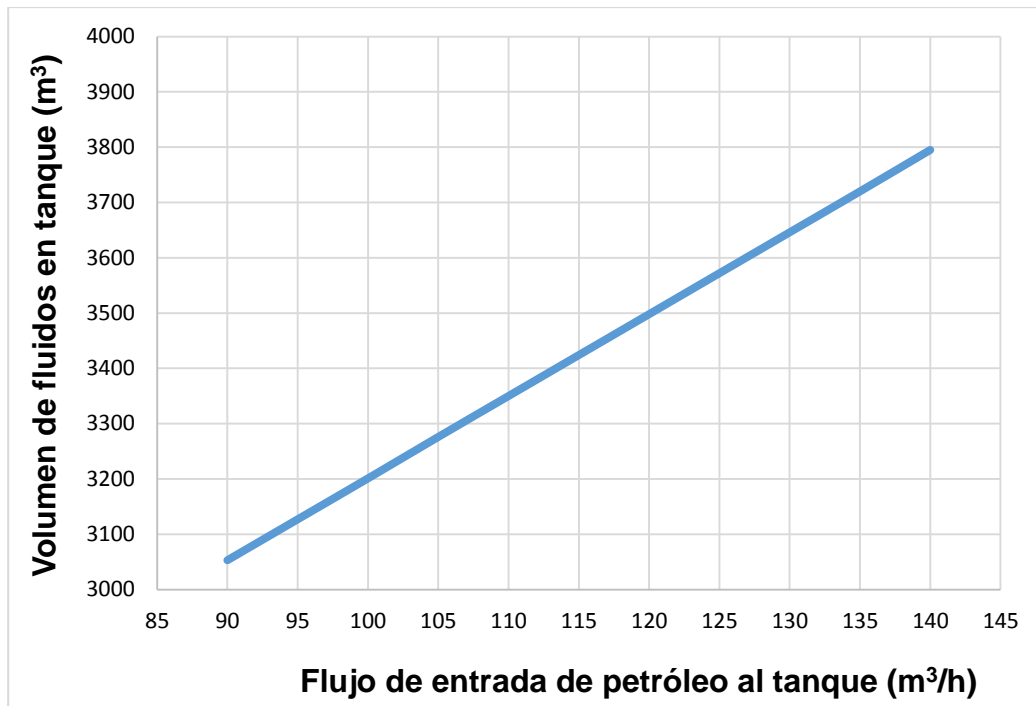


Figura 3.2 Variación del flujo de entrada de petróleo al tanque

Se verifica que una disminución del flujo de entrada de petróleo al tanque provoca que, para un mismo tiempo de calentamiento, se alcance la condición deseada de 85 °C en un menor volumen. Esto se debe que al fijar el tiempo de calentamiento disminuye la masa de petróleo a calentar, y se necesita un menor consumo de vapor y por consiguiente menor volumen de inyección de agua que se le suministra al mismo.

Como la variación del flujo de entrada de petróleo al tanque influye en la temperatura que se desee obtener al final del calentamiento, se analiza su comportamiento. Para ello se selecciona el intervalo de 90 a 140 m³/h de alimentación de petróleo, que incluye la condición de operación (130 m³/h). Se considera un tiempo de calentamiento de 15 horas y una temperatura inicial de 58 °C y un flujo de vapor de 690 m³/h.

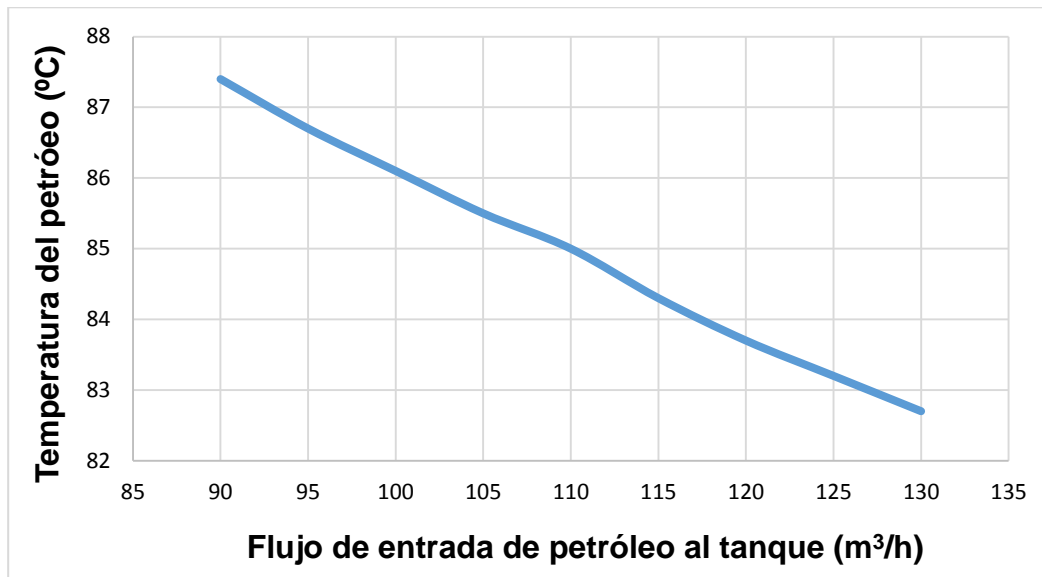


Figura 3.3 Influencia de la variación del flujo de entrada de petróleo al tanque en la temperatura deseada en el petróleo.

Como se puede apreciar en la figura 3.3 a medida que disminuye el flujo de entrada al tanque incrementa la temperatura final del petróleo, para un mismo tiempo de calentamiento. Este comportamiento se debe a que al disminuir el flujo de entrada al tanque disminuye la masa de petróleo a calentar con un mismo calor disponible.

3.3. Resultados del modelo ante las condiciones de operación normadas y volumen máximo operacional

En las figuras 3.4 y 3.5 se muestran los resultados de la variación de la temperatura y el volumen del crudo en el interior del tanque hasta alcanzar su llenado. La simulación se realiza para las condiciones normadas de operación: flujo de petróleo que se alimenta al tanque 130 m³/h; temperatura inicial del petróleo 60 °C.

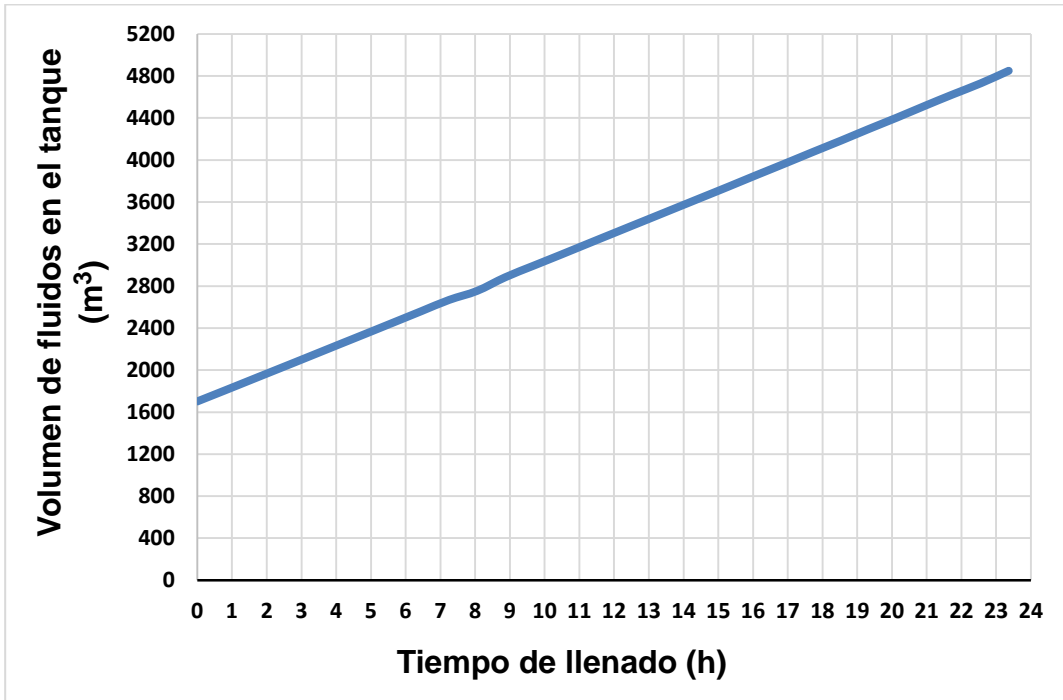


Figura 3.4 Variación del volumen de fluidos en el tanque

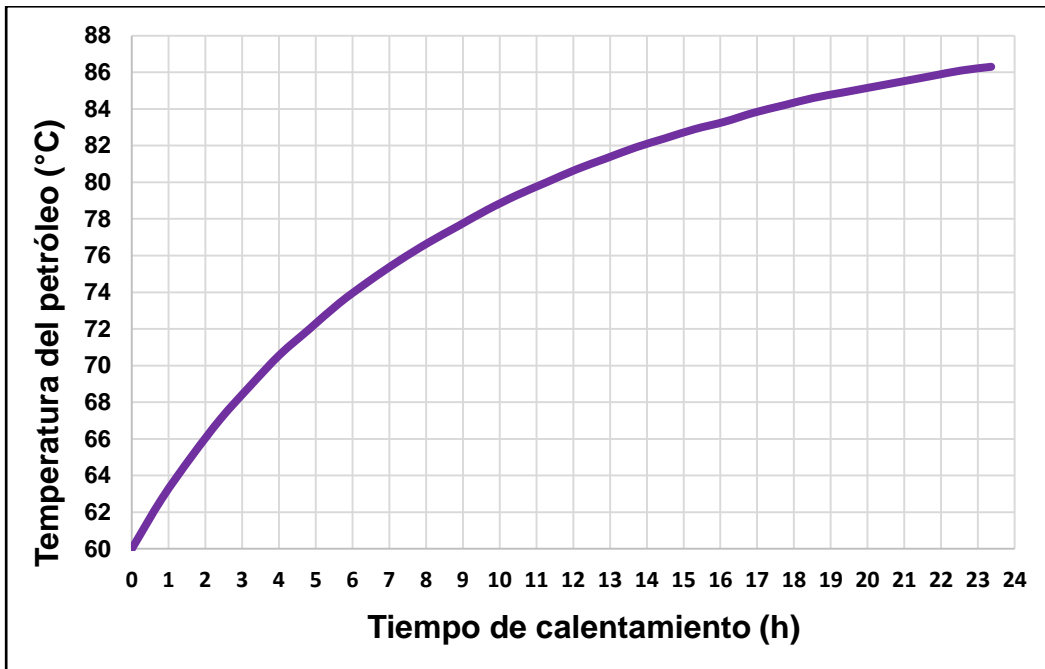


Figura 3.5 Variación de la temperatura del petróleo en el tanque

En ambas figuras se puede apreciar el aumento de la temperatura y el volumen a medida que transcurre el tiempo, comportamiento que se esperaba. Al pasar el tiempo aumenta la cantidad de calor transferido al petróleo y se acumula el petróleo dentro del tanque.

Para lograr una temperatura deseada de 85 °C en el petróleo para el volumen máximo operacional de 4 851 m³ (11,9 m de altura) se necesitan 24 horas de calentamiento, con un consumo de vapor de 630 m³/h.

3.4. Análisis de la variación de los perfiles volumen y temperatura para las condiciones de operación normadas y un llenado de ¾ partes del tanque

En la empresa actualmente no se llevan los tanques hasta su volumen operacional máximo, se encuentran trabajando aproximadamente para una capacidad de ¾ partes de su volumen. Para alcanzar la temperatura deseada en el petróleo de 85°C con condiciones de operación normadas de 130 m³/h de flujo de petróleo, 60°C de temperatura de entrada del petróleo y un volumen de llenado de 3 638 m³ (¾ partes del tanque), se necesitan 14 horas con 30 minutos de calentamiento con un flujo de vapor de 690 m³/h.

En la figura 3.6 se muestra el desarrollo de la variación de los perfiles de volumen y temperatura para estas condiciones de operación.

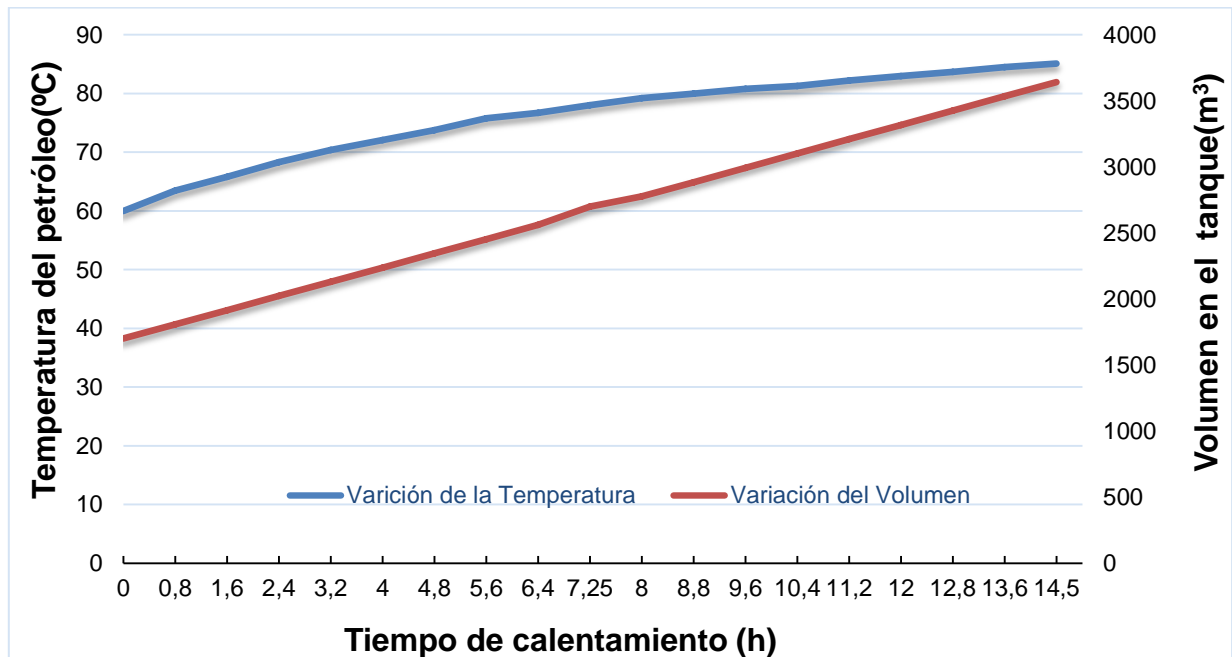


Figura 3.6 Variación del volumen y la temperatura en función del tiempo de calentamiento.

En la figura 3.6 se puede apreciar la variación que sufre la temperatura del petróleo a medida que se va llenando el tanque. Se analiza que a medida que se incrementa el volumen en el tanque el incremento de la temperatura va disminuyendo con el paso del tiempo. Esto se debe a que al aumentar el volumen en el interior del tanque es mayor la masa de petróleo que se debe calentar con el mismo flujo de vapor.

3.5. Análisis de la variación de las condiciones establecidas de operación

Debido a que los intercambiadores de calor no están funcionando con la eficiencia requerida, el petróleo no llega a los tanques con la temperatura establecida de 60°C. Por esta razón se tiene la necesidad de conocer el consumo de vapor y el tiempo de calentamiento para cuando la temperatura de entrada del petróleo varía en un rango de 30 °C - 60 °C. El estudio se realiza considerando un flujo de petróleo de 130 m³/h y un volumen máximo operacional (4 851 m³), con el fin de garantizar que la temperatura del petróleo al término del calentamiento sea de 85 °C.

En la tabla 3.3 se muestran los diferentes tiempos de calentamiento y consumo de vapor para cuando la temperatura inicial es la menor en el rango que se establece (30 °C) y para cuando se encuentra en el valor normado (60 °C).

En el anexo 8 se muestran los resultados para los demás valores de temperatura inicial establecidos en el rango: 35 °C, 40 °C, 45 °C, 50 °C y 55 °C. Mientras que éste comportamiento se puede apreciar gráficamente en el anexo 9.

Tabla 3.3 Consumo de vapor y tiempos de calentamiento para temperatura inicial del petróleo de 30°C y 60°C

Temperatura de entrada del petróleo $T_0=30\text{ }^\circ\text{C}$				Temperatura de entrada del petróleo $T_0=60\text{ }^\circ\text{C}$			
Tc (h)	Fv (m^3/h)	Vt (m^3)	H (m)	Tc (h)	Fv (m^3/h)	Vt (m^3)	H (m)
23,5	1 220	4 851	11,9	23,5	598	4 817	11,8
23	1 225	4 782	11,7	23	602	4 743	11,6
22,5	1 230	4 751	11,6	22,5	606	4 706	11,5
22	1 245	4 671	11,5	22	610	4 632	11,3
21,5	1 254	4 596	11,3	21,5	614	4 558	11,1
21	1 265	4 522	11,1	21	619	4 484	11
20,5	1 275	4 447	11	20,5	623	4 410	10,8
20	1 285	4 410	10,8	20	628	4 374	10,7
19,5	1 300	4 336	10,6	19,5	633	4 300	10,5
19	1 310	4 261	10,4	19	638	4 226	10,3
18,5	1 322	4 187	10,2	18,5	643	4 152	10,1
18	1 335	4 112	10,1	18	649	4 078	10
17,5	1 350	4 075	10	17,5	656	4 041	9,9
17	1 368	4 000	9,8	17	665	3 978	9,7
16,5	1 382	3 926	9,6	16,5	671	3 893	9,5
16	1 400	3 851	9,5	16	679	3 819	9,3
15,5	1 420	3 777	9,2	15,5	686	3 745	9,2
15	1 445	3 741	9,1	15	694	3 709	9,1
14,5	1 460	3 666	9	14,5	705	3 635	9
14	1 485	3 591	8,8	14	716	3 561	8,7
13,5	1 515	3 517	8,6	13,5	728	3 487	8,5
13	1 535	3 442	8,4	13	740	3 413	8,3
12,5	1 565	3 406	8,3	12,5	754	3 377	8,2
12	1 595	3 331	8	12	768	3 303	8

Donde:

Fv-Flujo de Vapor **Vt**-Volumen en tanque **H**-Altura en tanque

Como se puede apreciar en la tabla 3.3 para alcanzar el valor de temperatura establecido de 85 °C cuando el volumen es el máximo operacional (4 851 m³), con un flujo de entrada de petróleo de 130 m³/h y una temperatura inicial del petróleo de 30 °C se necesitan 23 horas y 30 minutos de calentamiento con un consumo de vapor de 1 220 m³/h. Mientras que con las mismas condiciones de operación pero con una temperatura de entrada de petróleo de 60 °C se consume un 51% menos

de vapor ($598 \text{ m}^3/\text{h}$) con similar tiempo de calentamiento de 23 horas y 30 minutos y un volumen en el tanque de $4\,817 \text{ m}^3$.

Este aumento del consumo de vapor se debe a que al ser menor la temperatura de entrada del petróleo es mayor la cantidad de calor que se debe transferir al mismo para que alcance la temperatura normada de $85 \text{ }^\circ\text{C}$, en un tiempo similar.

A su vez el volumen en el tanque varía porque al aumentar el consumo de vapor incrementa la cantidad de condensado que se inyecta al tanque. Esta inyección incrementa el volumen del colchón de agua que se encuentra en el fondo del tanque y por consiguiente el volumen aumenta en un 1,5%.

La relación combinada existente entre las variables flujo de vapor, tiempo de calentamiento y temperatura final del petróleo para el rango establecido de temperaturas de entrada del petróleo ($30 \text{ }^\circ\text{C}$ - $60 \text{ }^\circ\text{C}$) y un flujo de petróleo $130 \text{ m}^3/\text{h}$. se muestran en gráficos tridimensional en el anexo 10, la programación de la función que define los gráficos se muestra en el anexo 7.

3.6. Análisis de la influencia de la inyección del condensado

De las modificaciones realizadas a los tanques la de mayor influencia e importancia en cuanto a la transferencia de calor es la incorporación del condensado al tanque con el objetivo de aprovechar la energía que aún contiene éste.

La tabla 3.4 refleja el comportamiento del consumo de vapor a diferentes tiempos de calentamiento para una temperatura mínima de entrada del petróleo ($30 \text{ }^\circ\text{C}$) y para cuando se encuentra en el valor normado ($60 \text{ }^\circ\text{C}$), cuando existe o no existe inyección de condensado.

Tabla 3.4 Comportamiento del consumo de vapor para temperatura inicial del petróleo de 30°C y 60°C cuando existe inyección de condensado y para cuando no.

Temperatura de entrada del petróleo $T_0=30\text{ }^\circ\text{C}$								
Con inyección de condensado				Sin inyección de Condensado				D-Fv (m^3/h)
Tc (h)	Fv (m^3/h)	Vt (m^3)	H (m)	Tc (h)	Fv (m^3/h)	Vt (m^3)	H (m)	
23	1 225	4 782	11,7	23	2 820	4 676	11,5	1 595
22	1 245	4 671	11,5	22	2 850	4 567	11,2	1 605
21	1 265	4 522	11,1	21	2 900	4 421	10,8	1 635
20	1 285	4 410	10,8	20	2 950	4 312	10,6	1 665
19	1 310	4 261	10,4	19	3 000	4 166	10,2	1 690
18	1 335	4 112	10,1	18	3 055	4 021	9,9	1 720
17	1 368	4 000	9,8	17	3 115	3 912	9,6	1 747
16	1 400	3 851	9,5	16	3 205	3 767	9,3	1 805
15	1 445	3 741	9,1	15	3 295	3 658	9	1 850
14	1 485	3 591	8,8	14	3 395	3 513	8,6	1 910
13	1 535	3 442	8,4	13	3 530	3 367	8,3	1 995
12	1 595	3 331	8	12	3 665	3 259	8	2 070
Temperatura de entrada del petróleo $T_0=60\text{ }^\circ\text{C}$								
Con inyección de condensado				Sin inyección de Condensado				D-Fv (m^3/h)
Tc (h)	Fv (m^3/h)	Vt (m^3)	H (m)	Tc (h)	Fv (m^3/h)	Vt (m^3)	H (m)	
23	602	4 743	11,6	23	1 390	4 691	11,5	788
22	610	4 632	11,3	22	1 405	4 582	11,3	795
21	619	4 484	11	21	1 425	4 436	10,9	806
20	628	4 374	10,7	20	1 440	4 326	10,6	812
19	638	4 226	10,3	19	1 470	4 180	10,3	832
18	649	4 078	10	18	1 505	4 034	9,9	856
17	665	3 978	9,7	17	1 525	3 924	9,6	860
16	679	3 819	9,3	16	1 560	3 778	9,3	881
15	694	3 709	9,1	15	1 600	3 669	9	906
14	716	3 561	8,7	14	1 650	3 523	8,7	934
13	740	3 413	8,3	13	1 715	3 377	8,3	975
12	768	3 303	8	12	1 770	3 268	8	1002

Donde:

D-Fv-Diferencia de flujo de vapor

El mayor consumo de vapor del tanque para alcanzar la temperatura establecida de 85 °C, con una temperatura de entrada de petróleo de 30 °C sin inyección de condensado, es de 3 665 m³/h para un tiempo de calentamiento de 12 horas, con un volumen de llenado de 3 259 m³. Mientras cuando se realiza la inyección de condensado el mayor consumo de vapor es de 1 595 m³/h para un similar tiempo de calentamiento de 12 horas y un volumen de llenado de 3 331 m³.

Para una temperatura de entrada de petróleo de 60 °C el mayor consumo de vapor del tanque para alcanzar la temperatura establecida de 85 °C sin inyección de condensado es de 1 770 m³/h para un tiempo de calentamiento de 12 horas, con un volumen de llenado de 3 268 m³. Mientras cuando se realiza la inyección de condensado el mayor consumo de vapor es de 768 m³/h para un similar tiempo de calentamiento de 12 horas y un volumen de llenado de 3 303 m³.

Como se puede apreciar para ambas temperaturas de entrada del petróleo 30 °C y 60 °C la inyección de condensado al tanque provoca una disminución del consumo de vapor en éste hasta un 56,6%. Esto se debe a que al inyectarse el condensado se está aumentando la cantidad de calor transferido al petróleo, con la misma cantidad de flujo de vapor que se utiliza sin emplear la inyección.

Se aprecia también que al utilizar la inyección de condensado se alcanza la condición de temperatura requerida en el petróleo de 85 °C en un mayor volumen, esto se debe a que al realizar la inyección, aumenta el volumen del colchón de agua que se encuentra en el fondo del tanque incrementándose así el volumen total dentro del mismo.

Un aumento del colchón de agua provoca que disminuya el volumen de petróleo a tratar en el tanque, siendo así mayor la cantidad de petróleo tratado cuando no se utiliza la inyección de condensado.

El volumen máximo que se deja de tratar por concepto de inyección de condensado para lograr la temperatura establecida en el crudo de 85 °C, es de 106 m³ de petróleo y este corresponde a las condiciones de operación, 30 °C de temperatura de entrada del petróleo, flujo de vapor de 1 225 m³/h y 23 horas de calentamiento.

3.7. Influencia económica de la inyección de condensado

El condensado que se genera producto al calentamiento en los tanques estáticos 15 y 16, no puede ser reutilizado en la sala de calderas para la producción de vapor debido a que, los serpentines de calentamiento de estos tanques tienden a poncharse con facilidad producto a la corrosión, esto ocasiona contaminación del condensado que se encuentra en su interior. Actualmente en la empresa la producción de vapor no presenta costos significativos, pues el gas natural que se utiliza como combustible para la producción de vapor se obtiene sin costo alguno de la empresa ENERGAS, mientras que el tratamiento de agua se realiza a base de cloruro de sodio (NaCl) el cual posee bajo costo de adquisición. La principal limitante de la producción de vapor se encuentra desde el punto de vista de equipamiento tecnológico pues éstas no se encuentran en buen estado técnico y de las cinco calderas de producción se encuentran en funcionamiento cuatro.

Para una situación en la cual la empresa deba comprar el gas natural combustible en el mercado se realiza el siguiente análisis económico.

Tabla 3.5 Datos para realizar análisis económico

Parámetros	Valores	Unidades
Precio de venta del petróleo	273	\$/ton
Flujo de vapor	1 595	m ³ /h
Masa de petróleo	101,87	toneladas de petróleo de campo
Masa de petróleo	81,5	toneladas de petróleo comercial
Consumo específico de gas natural	71,6	(m ³ de gas / ton de vapor)
Precio de compra del gas natural	2,58	\$/ m ³ de gas

Como se plantea anteriormente la cantidad máxima de petróleo que se deja de tratar por concepto de inyección de condensado en los tanque 15 y 16 es de 106 m^3 . Este volumen corresponde a las condiciones de operación de $30 \text{ }^\circ\text{C}$ de temperatura de entrada del petróleo, flujo de vapor de $1\,225 \text{ m}^3/\text{h}$ y 23 horas de calentamiento. Esto representa en masa $101,87$ toneladas de petróleo de campo por ciclo de venta que se dejan de tratar en los tanques estáticos. Teniendo en cuenta que el petróleo de campo contiene un 20% de agua que se elimina en el tratamiento, el petróleo comercial que se deja de tratar en estos tanques representa $81,5$ toneladas por ciclo de venta.

Esta cantidad de crudo representa económicamente, por concepto de transacción a la Empresa Comercializadora de Combustibles Matanzas, un monto de $19\,315,5 \text{ \$/día}$

Mientras que por este mismo concepto de inyección de condensado para lograr la temperatura establecida en el crudo de $85 \text{ }^\circ\text{C}$ se ahorran $5,92 \text{ t/h}$ de vapor (tabla 3.4) para las mismas condiciones de operación.

Si se conoce que el consumo específico del gas natural es $71,6 \text{ m}^3$ de gas / t de vapor y el precio de compra promedio del gas natural en el mercado, según Infomine (2015), es $3,52 \text{ \$/m}^3$, se obtiene que se ahorra por efecto de la inyección de condensado $1\,492,3 \text{ \$/h}$. Si se consideran las 23 horas de calentamiento que se tiene como condiciones de operación se obtiene un ahorro de $34\,322,6 \text{ \$/día}$.

Suponiendo que la empresa dejara de producir $81,5$ toneladas por ciclo de venta y comprara el gas natural de combustión de las calderas en el mercado, se obtendría una ganancia para la empresa de $15\,007 \text{ \$/día}$ solo por concepto de inyección de condensado. Lo cual representa al año (se considera 1 año = 365 días de trabajo) un ahorro de $5\,775\,591 \text{ \$/año}$.

3.8. Conclusiones parciales del análisis de resultado

- En la validación del modelo matemático que se desarrolla todas las variables de interés presentan un error inferior al 10% con respecto a los datos operacionales, lo que demuestra el ajuste del mismo al caso estudio.
- El consumo de vapor y tiempo de calentamiento necesario para lograr una temperatura deseada de 85 °C para las condiciones de operación establecidas y volumen máximo operacional (4 851 m³) es de 596 m³/h y 24 horas de calentamiento respectivamente.
- Para un llenado de $\frac{3}{4}$ partes del tanque (3 638 m³) bajo las condiciones de operación normadas se necesitan 14 horas con 30 minutos de calentamiento, con un flujo de vapor de 690 m³/h para lograr la temperatura deseada de 85 °C.
- La disminución de la temperatura de entrada del petróleo a los tanques aumenta el consumo de vapor en un 51% y el volumen total de fluido contenido en estos en un 1,5%.
- La inyección de condensado en los tanques disminuye el consumo de vapor de estos en un 56,5 %.
- En condiciones extremas, donde la empresa tuviese que comprar el gas en el mercado, la inyección de condensado implica una ganancia 5 775 591 \$/año.

Conclusiones

1. Se obtiene un modelo matemático que permite conocer el consumo de vapor y tiempo de calentamiento en los tanques estáticos de 5 000m³ de la EPEP-Centro.
2. El modelo queda validado mediante los valores de operación del caso estudio, con errores relativos inferiores al 10% para todas las variables analizadas y se verifica su comportamiento ante cambios efectuados al mismo.
3. Para las condiciones de operación normadas (60 °C y 130 m³/h de petróleo) y el volumen operacional máximo (4 851 m³), el consumo de vapor y tiempo de calentamiento necesarios para lograr la temperatura de 85 °C son de 596 m³/h y 24 horas de calentamiento respectivamente.
4. Para un volumen operacional de $\frac{3}{4}$ partes del tanque (3 638 m³) bajo las condiciones de operación normadas se necesitan 14 horas con 30 minutos de calentamiento, con un flujo de vapor de 690 m³/h para lograr la temperatura deseada de 85 °C.
5. Una disminución de la temperatura de entrada del petróleo hasta 30 °C a los tanques, aumenta el consumo de vapor en un 51% y el volumen total de fluido contenido en éstos en un 1,5%.
6. La inyección de condensado en los tanques disminuye el consumo de vapor en éstos en un 57% aproximadamente.
7. En condiciones extremas, donde la empresa tuviese que comprar el gas en el mercado internacional, la inyección de condensado implica un ahorro de 5 775 591 \$/año.

Recomendaciones

1. Enriquecer el modelo obtenido con la simulación de la etapa reposo que se efectúa en el proceso de tratamiento de los tanques 15 y 16.

Bibliografía

1. Alfonso, D., (2002). *Mecánica de Fluidos* (soporte electrónico). México: Editorial Abril
2. Agrell, J. y Faucher, M. (2007). Heavy Oil and Bitumen Dehydration - A Comparison between Disc-Stack Centrifuges and Conventional Separation Technology. *SPE Production & Operations*, vol.22, p.156-160 [Soporte electrónico].
3. Azcuy, Yuczisley (2005). Metodología para el cálculo de la eficiencia en el separador de grupo y Triter de la Planta procesadora de crudo nativo. Tesis presentada en opción al título de Ing. Químico. Canasí. Habana.
4. Becker, J.R. (1997). *Crude Oil Waxes, Emulsions and Asphaltenes*. ISBN0-87814-737-3.
5. Bell, K.J. & Mueller, A.C., (2001). *Wolvering Engineering" Data Book II*. (Soporte Electrónico).
6. Bird, R.B.; Stewart, W.E.; Lightfoot, E.N., (1992). *Fenómeno de transporte*. Barcelona, España: Editorial Reverté, S.A.
7. Bradley, H.B. (1992). *Petroleum Engineering Handbook*. ISBN 1-5563-010-3.
8. Brito, M.; Sanches, P.; Ferreira, R. M. y Covas, D. I. C. (2014) PIV Characterization of Transient Flow in Pipe Coils. *Procedia Engineering*. [online] [Consultado el día 16 de enero de 2015] Disponible en <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1877705814025739>
9. Corrales, J. (2014). *Plantas de Producción de Petróleo. Energía*. [Consultado el día 10 de enero de 2015]. Disponible en: www.energia.com.
10. EPEP-CENTRO (2013). *Manual de Documentos de la Planta de Procesamiento de Crudo (Reglamentos Tecnológicos)*. Matanzas.
11. Daily, J.W. y Harleman, D.R. (1975). *Dinámica de los fluidos con aplicaciones a la ingeniería*. México.

12. Donald L.; Gerald S., 2002. Geodynamics. Cambridge: Editorial Cambridge University Press. ISBN 9780521666244.
13. Fingas, M.F. (2014). Water in Oil Emulsions: Formation and Prediction. *Journal of Petroleum Science Research (JPSR)*, vol.3. [on line] [Consultado el día 16 de enero de 2015] Disponible en <http://www.sciencedirect.com/science/>
14. Finlayson, B.A. (2006). Introduction to chemical engineering computing. New Jersey (USA): Editorial Wiley and sons.
15. Geankoplis, C.J. (1998). Procesos de transporte y operaciones unitarias. 3ra Ed., Tlhuaca (México): Compañía Editorial Continental, ISBN 968-26-1316-7
16. Holland F.A. (1970). Heat Transfer. Department of Chemical Engineering, University of Salford London, England: Editorial Heinemann Educational Books.
17. Holman, J. P. (2002). Transferencia de calor, 8th edición. University, Southern Methodist: Editorial Mc Graw Hill.
18. Incropera, Frank P. y DeWitt, David P. (2006). Fundamentals of Heat and Mass Transfer. Editorial Prentice Hall 6th Ed
19. INIMET (2014). Certificado de Verificación del Instituto Nacional de investigaciones en Metrología Servicio Nacional de Metrología. Cuba: Ediciones INIMET.
20. Kays, W.; Crawford, M.; Weigand, B., (2004). Convective Heat and Mass Transfer, 4E. New York (USA): Editorial McGraw-Hill Professional. ISBN 0072990732
21. Kern, D. Q. (1999). Procesos de Transferencia de Calor, México: Editorial Continental S.A
22. Kim, K.J.; King, W.P. (2009). Thermal conduction between a heated microcantilever and a surrounding air environment. *Applied Thermal Engineering*. vol. 29, pp. 1631-1641 [soporte electrónico]

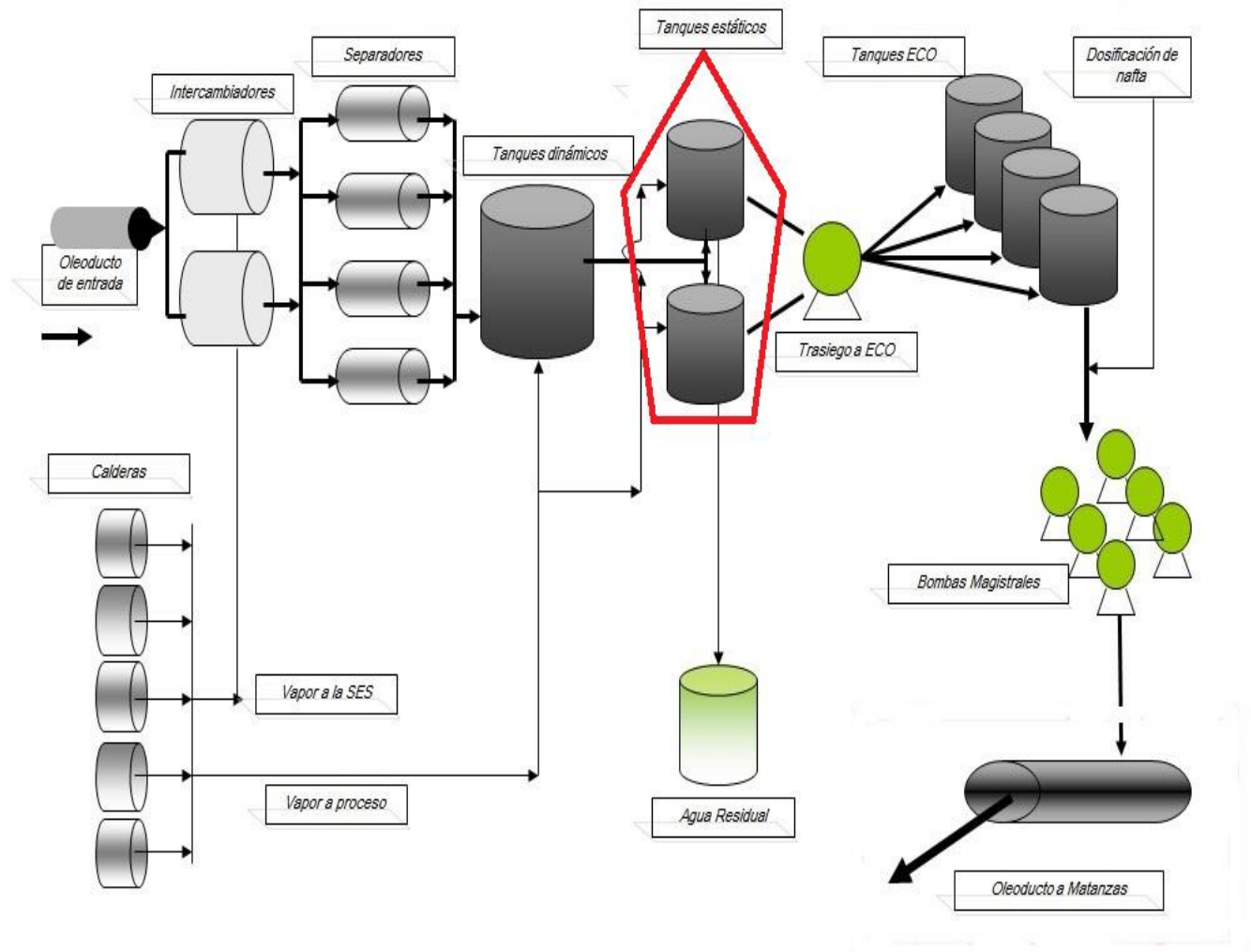
23. Kokal, S. (2005). Crude Oil Emulsions: A State-Of-The-Art Review. *SPE Production & Facilities*, vol.20, p.5 - 13.
24. Kokal, S. (2008). Performance Appraisals of gas/oil separation Plants. *SPE Production & Operations*, vol. 23, p.287-296.
25. Lienhard, John H. (2006). A Heat Transfer Text Books. Houston: Editorial Phlogiston Press.
26. López, Yoney (2013). Propuesta y evaluación técnica-económica de un proceso de sacarificación de cáscara de arroz para la producción de etanol. Tesis presentada en opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas. Especialidad Ingeniería Química. Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos".
27. Manning, F.S. y Thompson, R.E. (1995). *Oilfield Processing*. Tulsa, Oklahoma: Pennwell books, 443. ISBN 0-87814-354-8.
28. Marfisi, S. y Salager, J.-L. (2004). Deshidratación de Crudo - Principios y Tecnología. Venezuela: Laboratorio FIRP
29. Marrero, J.(2008). Evaluación energética de La Planta de Tratamiento de Crudo "Puerto Escondido". Tutor: FRANCO, R. Tesis presentada en opción al título de especialista en perforación y extracción de pozos de petróleo y gas. Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos", Matanzas
30. Matos, Rafael, (2011). Fenómenos de transporte. Departamento de Ingeniería Química y Tecnología del Medio Ambiente, Universidad de Valladolid. España. (soporte electrónico)
31. Morín, R.D. (2008). Evaluación del Sistema de Tratamiento de Petróleo Crudo de la Empresa de Perforación y Extracción de Petróleo del Centro. Tesis presentada en opción al título de Especialista en Perforación de Pozos de Petróleo y Producción de Petróleo. Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos", Matanzas, Cuba
32. Mottran, R. (2001). Crude Oil Gathering & Processing. Calgary Canadá

33. One year natural gas prices and Price Charts. [on line] [Consultado el día 26 de mayo de 2015] Disponible en <http://www.infomine.com/investment/metal-price/natural-gas/1-year/>
34. Pérez, Francisco P, (2011). Medidas de caracterización de un intercambiador en espiral, Tesis presentada en opción al título de Ingeniero en Automática y Electrónica Industrial, Madrid. España.
35. Perry, Robert & Green, Don W. (2008). Chemical Engineers Handbook. Editorial Mc. Graw Hill Incorporation.
36. Petroleum, B. (2013). *Statistical Review of World Energy*
37. Rizo, L.B.(2007). Evaluación energética en la planta de procesamiento de crudo de la EPEP Centro. Tesis presentada en opción al título de especialista en perforación y extracción en pozos de petróleo y gas. Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos", Matanzas, Cuba.
38. Saravanan, Kaliannan & Rajavel, Rangasamy (5 sep 2008). An Experimental Investigation of Heat Transfer Coefficients for Spiral Plate Heat Exchanger. *Modern Applied Science*. [on line] Vol. 2, No. 5 [Consultado 21 de enero de 2015]. Disponible en <http://doaj.org/2319-6890>.
39. Sargent, R. G. (2009). Verification and validation of simulation models. En: *Proceedings of the 2009 Winter Simulation Conference*. Syracuse, E.E.U.U.
40. Shilling, R., (2000). A new perspective on the impact of fouling on the performance of finned heat exchangers in comparison to heat exchangers without extended surfaces. Houston, Texas, U.S.A: Editorial Brown Fintube Company (soporte electrónico).
41. Sinnott, R. K. (2005) Chemical Engineering Design. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering*. Vol. 6. Elsevier Butterworth Heinemann.
42. Torres, Rafael y Castro, Javier J. (2002) Análisis y Simulación de procesos de refinación del petróleo. Instituto politécnico nacional de México: Editorial Alfaomega.

43. Varea, Sergio, (2011). Diseño de un intercambiador de calor para la industria alimentaria. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero técnico industrial mecánico, Universidad de Pamplona, España.
44. Velasco, E.A. (2013). Simulación y dimensionamiento de equipos de proceso para la deshidratación de petróleo en facilidades de producción. Tesis presentada en opción al título de Magíster en procesos industriales. Universidad Central del Ecuador, Quito, Ecuador.
45. Viera, R.; López, S. y Noemí, M. (1998). Modelación Matemática para ingenieros químicos. La Habana: Editorial Pueblo y Educación.
46. Warren, K.W. (2002). New Tools for Heavy Oil Dehydration *SPE International Thermal Operations and Heavy Oil Symposium and International Horizontal Well Technology* [soporte electrónico]
47. White, F.M. (2001). Fluid mechanics. 4th Ed. New York (USA): Editorial McGraw-Hill Professional.

Anexos

Anexo N° 1: Diagrama de la Planta de procesamiento de crudo (PPC)



Anexo N° 2: Calores específicos para hidrocarburos líquidos

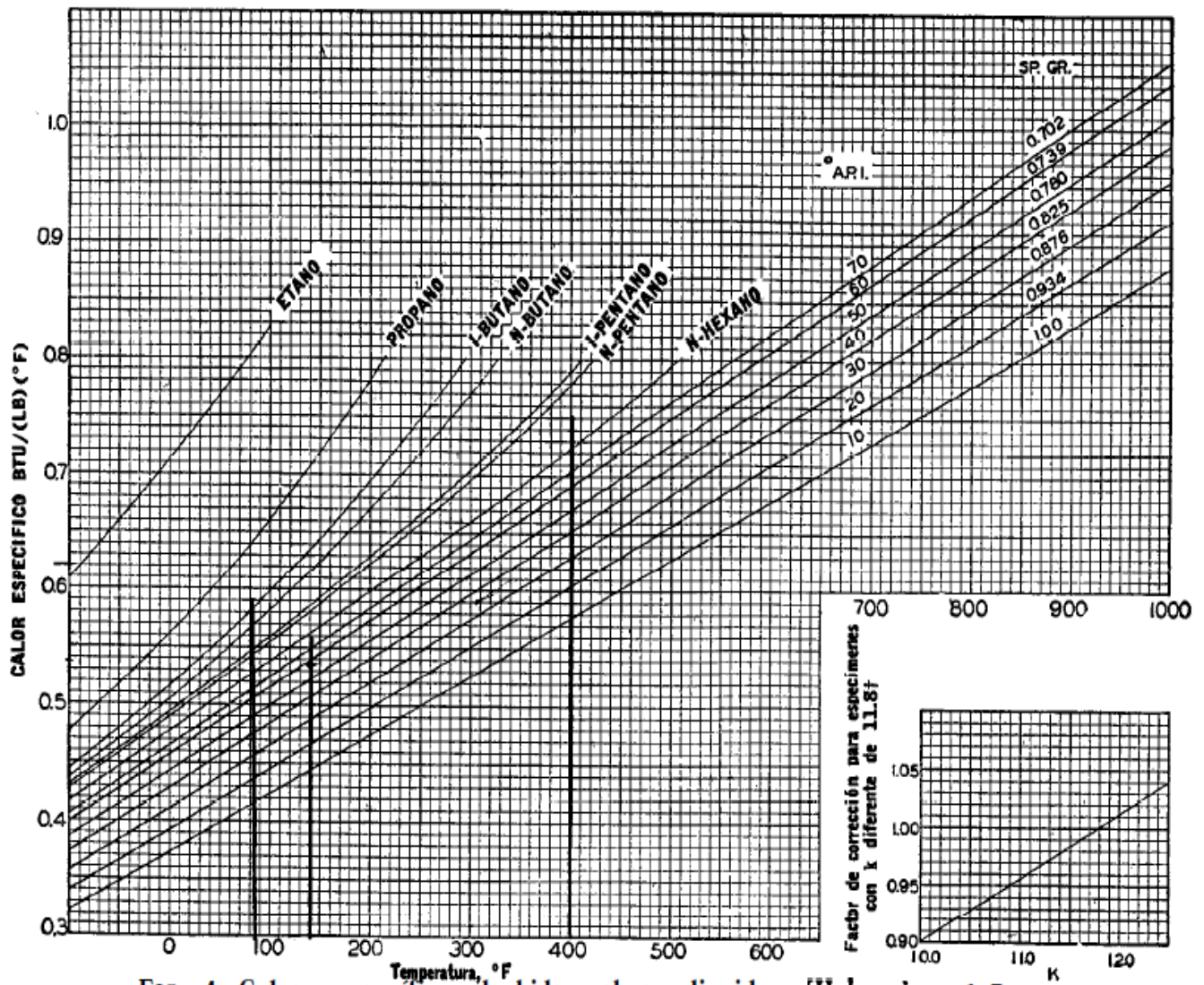


FIG. 4. Calores específicos de hidrocarburos líquidos. [Holcomb and Brown, *Ind. Eng. Chem.* 34, 505 (1942)]

† K = Factor de caracterización

TABLA A.4 Propiedades termofísicas de gases a presión atmosférica^a

<i>T</i> (K)	ρ (kg/m ³)	c_p (kJ/kg · K)	$\mu \cdot 10^7$ (N · s/m ²)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m · K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	<i>Pr</i>
Aire							
100	3.5562	1.032	71.1	2.00	9.34	2.54	0.786
150	2.3364	1.012	103.4	4.426	13.8	5.84	0.758
200	1.7458	1.007	132.5	7.590	18.1	10.3	0.737
250	1.3947	1.006	159.6	11.44	22.3	15.9	0.720
300	1.1614	1.007	184.6	15.89	26.3	22.5	0.707
350	0.9950	1.009	208.2	20.92	30.0	29.9	0.700
400	0.8711	1.014	230.1	26.41	33.8	38.3	0.690
450	0.7740	1.021	250.7	32.39	37.3	47.2	0.686
500	0.6964	1.030	270.1	38.79	40.7	56.7	0.684
550	0.6329	1.040	288.4	45.57	43.9	66.7	0.683
600	0.5804	1.051	305.8	52.69	46.9	76.9	0.685
650	0.5356	1.063	322.5	60.21	49.7	87.3	0.690
700	0.4975	1.075	338.8	68.10	52.4	98.0	0.695
750	0.4643	1.087	354.6	76.37	54.9	109	0.702
800	0.4354	1.099	369.8	84.93	57.3	120	0.709
850	0.4097	1.110	384.3	93.80	59.6	131	0.716
900	0.3868	1.121	398.1	102.9	62.0	143	0.720
950	0.3666	1.131	411.3	112.2	64.3	155	0.723
1000	0.3482	1.141	424.4	121.9	66.7	168	0.726
1100	0.3166	1.159	449.0	141.8	71.5	195	0.728
1200	0.2902	1.175	473.0	162.9	76.3	224	0.728
1300	0.2679	1.189	496.0	185.1	82	238	0.719
1400	0.2488	1.207	530	213	91	303	0.703
1500	0.2322	1.230	557	240	100	350	0.685
1600	0.2177	1.248	584	268	106	390	0.688
1700	0.2049	1.267	611	298	113	435	0.685
1800	0.1935	1.286	637	329	120	482	0.683
1900	0.1833	1.307	663	362	128	534	0.677
2000	0.1741	1.337	689	396	137	589	0.672
2100	0.1658	1.372	715	431	147	646	0.667
2200	0.1582	1.417	740	468	160	714	0.655
2300	0.1513	1.478	766	506	175	783	0.647
2400	0.1448	1.558	792	547	196	869	0.630
2500	0.1389	1.665	818	589	222	960	0.613
3000	0.1135	2.726	955	841	486	1570	0.536

Anexo Nº 4: Programación en el software *Matlab* de la función 'modelo'

```
function y=modelo(t,x,flag,Fvv,tp0);

D=22.82; %diámetro del tanque (m)
Fp=130*974.24/3600; %kg/s
Fv=Fvv*xsteam('rhoV_p',7.09)/3600; %kg/s
%tp0=60; %°C
tp=x(1); %°C
vp=x(2); %m3
hp=volumen(vp); %m
cpp=0.0038*tp+1.6336; %kJ/kg °C
cpp0=0.0038*tp0+1.6336; %kJ/kg °C
Hp=cpp*tp; %kJ/kg
Hp0=cpp*tp0; %kJ/kg
dp=1005.8-0.526*tp; %kg/m³
Hv=xsteam('hV_p',7.09); %kJ/kg
Hl=xsteam('hL_p',7.09); %kJ/kg
% calor cedido
qced=Fv*(Hv-Hl);
% coeficiente pelicular del aire por convección
Pr=((126-tp)/14285.7)+0.7;
va(((tp-126)/19.88)+20.92)*1E-6;
b=2/(tp+572);
Gr=(9.8*b*(tp-28)*hp^3)/va^2;
Nu=(0.825+(0.387*(Gr*Pr)^(1/6))/((1+(0.492/Pr)^(9/16))^(8/27)))^2;
ka(((tp-126)/27.027)+30)*1E-6; %kJ/s m °C
ha=Nu*ka/hp; %kJ/s m² °C
% calor perdido
qconv=ha*pi*D*hp*(tp-28);
qgrad=3.2319e-11*pi*D*hp*((tp+273)^4-8.21e9);
qperd=qconv+qgrad;
%calor absorbido
qabs=qced-qperd;
% Modelo desarrollado
Tsat=xsteam('Tsat_p',7.09);
Hc=xsteam('h_pT',1,xsteam('Tsat_p',7.09));
y(2)=(Fp+Fv)/dp;
y(1)=(((Fp*Hp0+Fv*Hc+qabs)/(dp*cpp))-tp*y(2))/vp;
y=y(:);
```

Anexo Nº 5: Programación en el software *Matlab* de la función 'solucion'

```
% solucion modelo
[t,y]=ode45('modelo',[0:2900:3600*14.5],[60 1702],[],720,60)

subplot(1,2,1);
plot(t/3600, y(:,1));
title('Variación de temperatura');
xlabel('Tiempo (h)');
ylabel('Temperatura (°C)');
grid

subplot(1,2,2);
plot(t/3600, y(:,2));
title('Variación de volumen');
xlabel('Tiempo (h)');
ylabel('Volumen (m^3)');
grid
```

Anexo N° 6: Programación en el software *Matlab* de la función 'sea'

```
function tc = sea(fv)
    tc = fsolve('ea',4, [], [], fv);
```

```
function s=ea(tf, fv)
    [t,y]=ode45('modelo',[0 3600*tf],[60 1702],[],fv,60);
    s=y(end,1)-85;
```

Anexo N° 7: Programación en el software *Matlab* de la función 'grafico3D'

```
% grafico 3D
t=[10,15,20];
F=[600,800,1000];
Temp=[78.5,82.5,85.1;89.7,90,93.4;90.8,97.3,101.5];

dt=linspace(10,20,30);
dF=linspace(600,1000,30);
[mt,mF]=meshgrid(dt,dF);

mTemp=interp2(t,F,Temp,mt,mF);

surf(mt,mF,mTemp);

xlabel('Tiempo de calentamiento')
ylabel('Flujo de Vapor')
zlabel('Temperatura final del petroleo')
```

Anexo N° 8: Consumo de vapor y tiempos de calentamiento para temperatura inicial del petróleo de 35°C

Temperatura de entrada del petróleo $T_0=35\text{ }^\circ\text{C}$			
Tiempo de calentamiento (h)	Flujo de Vapor (m^3/h)	Volumen del Tanque (m^3)	Altura del Tanque (m)
23,5	1 118	4 851	11,9
23	1 125	4 776	11,7
22,5	1 132	4 739	11,6
22	1 142	4 665	11,5
21,5	1 150	4 590	11,3
21	1 160	4 516	11,1
20,5	1 170	4 442	11
20	1 182	4 405	10,8
19,5	1 192	4 330	10,6
19	1 200	4 256	10,4
18,5	1 210	4 181	10,2
18	1 225	4 107	10,1
17,5	1 240	4 070	10
17	1 252	3 995	9,8
16,5	1 265	3 920	9,6
16	1 282	3 846	9,5
15,5	1 300	3 772	9,2
15	1 322	3 736	9,1
14,5	1 340	3 661	9
14	1 360	3 587	8,8
13,5	1 385	3 512	8,6
13	1 415	3 438	8,4
12,5	1 435	3 401	8,3
12	1 465	3 327	8

Consumo de vapor y tiempos de calentamiento para temperatura inicial del petróleo de 40°C

Temperatura de entrada del petróleo $T_0=40\text{ }^\circ\text{C}$			
Tiempo de calentamiento (h)	Flujo de Vapor (m^3/h)	Volumen del Tanque (m^3)	Altura del Tanque (m)
23,5	1 012	4 844	11,9
23	1 020	4 769	11,7
22,5	1 028	4 733	11,6
22	1 035	4 659	11,5
21,5	1 042	4 584	11,3
21	1 052	4 509	11,1
20,5	1 060	4 435	11
20	1 070	4 398	10,8
19,5	1 080	4 324	10,6
19	1 090	4 249	10,4
18,5	1 100	4 175	10,2
18	1 110	4 100	10,1
17,5	1 122	4 064	10
17	1 140	3 990	9,8
16,5	1 152	3 916	9,6
16	1 164	3 841	9,5
15,5	1 180	3 767	9,2
15	1 198	3 730	9,1
14,5	1 216	3 656	9
14	1 232	3 582	8,8
13,5	1 252	3 507	8,6
13	1 275	3 433	8,4
12,5	1 300	3 396	8,3
12	1 325	3 322	8

Consumo de vapor y tiempos de calentamiento para temperatura inicial del petróleo de 45°C

Temperatura de entrada del petróleo $T_0=45\text{ }^\circ\text{C}$			
Tiempo de calentamiento (h)	Flujo de Vapor (m^3/h)	Volumen del Tanque (m^3)	Altura del Tanque (m)
23,5	912	4 839	11,9
23	918	4 763	11,7
22,5	923	4 726	11,6
22	931	4 652	11,5
21,5	938	4 578	11,3
21	945	4 504	11,1
20,5	952	4 429	11
20	960	4 393	10,8
19,5	968	4 318	10,6
19	976	4 244	10,4
18,5	985	4 169	10,2
18	996	4 095	10,1
17,5	1 005	4 058	10
17	1 020	3 985	9,8
16,5	1 032	3 910	9,6
16	1 047	3 836	9,5
15,5	1 058	3 761	9,2
15	1 069	3 725	9,1
14,5	1 085	3 651	9
14	1 100	3 576	8,8
13,5	1 122	3 502	8,6
13	1 144	3 428	8,4
12,5	1 164	3 391	8,3
12	1 188	3 317	8

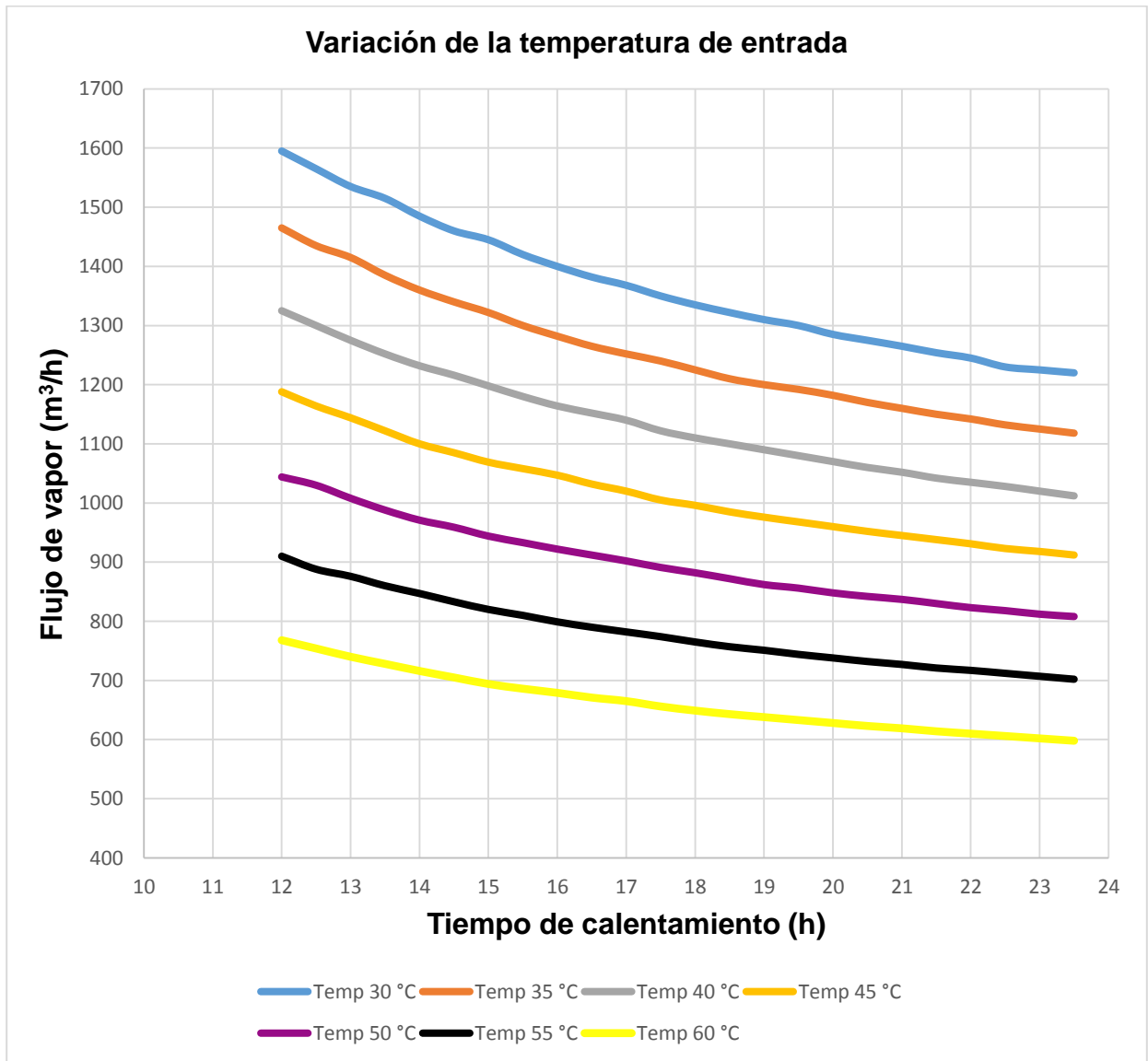
Consumo de vapor y tiempos de calentamiento para temperatura inicial del petróleo de 50°C

Temperatura de entrada del petróleo $T_0=50\text{ }^\circ\text{C}$			
Tiempo de calentamiento (h)	Flujo de Vapor (m^3/h)	Volumen del Tanque (m^3)	Altura del Tanque (m)
23,5	808	4 831	11,9
23	812	4 756	11,7
22,5	818	4 720	11,6
22	823	4 646	11,5
21,5	830	4 572	11,3
21	837	4 497	11,1
20,5	842	4 423	11
20	848	4 386	10,8
19,5	856	4 312	10,6
19	862	4 238	10,4
18,5	872	4 163	10,2
18	882	4 089	10,1
17,5	891	4 053	10
17	902	3 979	9,8
16,5	912	3 904	9,6
16	922	3 831	9,5
15,5	933	3 756	9,2
15	944	3 719	9,1
14,5	959	3 645	9
14	971	3 571	8,8
13,5	988	3 497	8,6
13	1 008	3 423	8,4
12,5	1 030	3 870	8,3
12	1 044	3 313	8

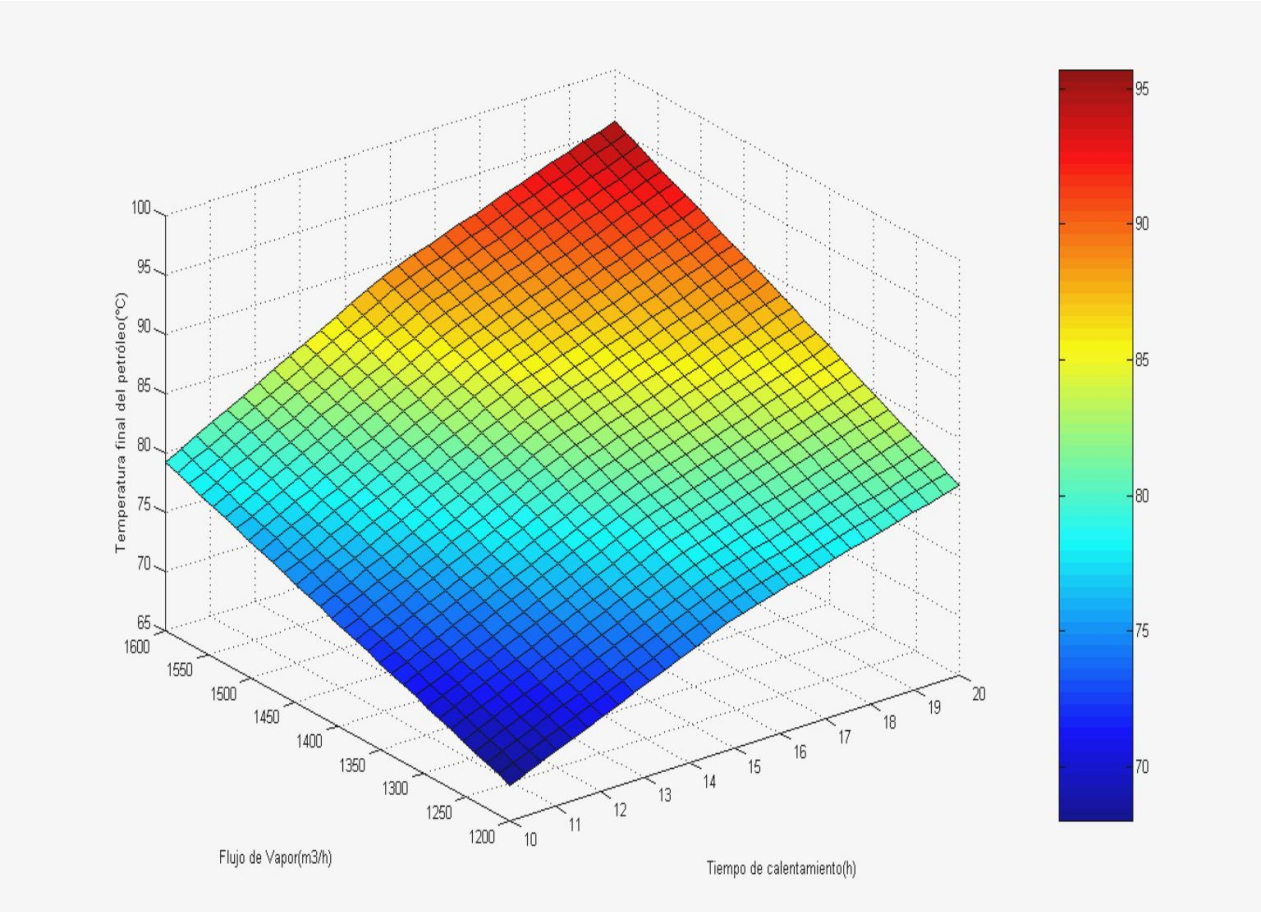
Consumo de vapor y tiempos de calentamiento para temperatura inicial del petróleo de 55°C

Temperatura de entrada del petróleo $T_0=55\text{ }^\circ\text{C}$			
Tiempo de calentamiento (h)	Flujo de Vapor (m^3/h)	Volumen del Tanque (m^3)	Altura del Tanque (m)
23,5	702	4 824	11,8
23	707	4 750	11,6
22,5	712	4 713	11,5
22	717	4 639	11,3
21,5	721	4 651	11,1
21	727	4 491	11
20,5	732	4 416	10,8
20	738	4 380	10,7
19,5	744	4 306	10,5
19	751	4 232	10,3
18,5	757	4 158	10,1
18	765	4 083	10
17,5	774	4 047	9,9
17	782	3 973	9,7
16,5	790	3 899	9,5
16	799	3 825	9,3
15,5	810	3 750	9,2
15	820	3 714	9,1
14,5	833	3 640	9
14	847	3 566	8,7
13,5	860	3 492	8,5
13	876	3 418	8,3
12,5	888	3 381	8,2
12	910	3 308	8

Anexo N° 9: Variación de la temperatura de entrada del petróleo al tanque.



Anexo Nº 10: Relación combinada existente entre las variables de flujo de vapor, tiempo de calentamiento y temperatura final del petróleo para un flujo de petróleo 130 m³/h y temperatura inicial del petróleo de 30°C.



Relación combinada existente entre las variables de flujo de vapor, tiempo de calentamiento y temperatura final del petróleo para un flujo de petróleo 130 m³/h y temperatura inicial del petróleo de 60°C.

